

**Perkolierte Feststoff-Vergärung
Vergleichende Untersuchungen zur Prozesssteuerung
in ein- und mehrstufigen Verfahren**

D i s s e r t a t i o n

zur Erlangung des akademischen
Grades Doctor rerum agriculturarum
(Dr. rer. agr.)

eingereicht an der
Lebenswissenschaftlichen Fakultät der
Humboldt-Universität zu Berlin

von

Dipl.-Ing. agr. Andreas Ludwig Krieg
Göttingen

Präsidentin/Präsident
der Humboldt-Universität zu Berlin

Prof. Dr.-Ing. Dr. Sabine Kunst

Dekanin/Dekan der
Humboldt-Universität zu Berlin

Prof. Dr. Bernhard Grimm

Gutachterin/Gutachter

1. Prof. Dr. Annette Prochnow, Humboldt-Universität zu Berlin,
Albrecht Daniel Thaer-Institut
2. Prof. Dr. Michael Nelles, Universität Rostock, Abfall- und
Stoffstromwirtschaft
3. Prof. Dr. Christina Dornack, Technische Universität Dresden,
Institut für Abfall- und Kreislaufwirtschaft

Tag der mündlichen Prüfung: 07.01.2019

Abstract

Avoidance of environmental pollution, caused by waste water or organic waste, is one of the stimuli of biogas production. This reason is in global terms more relevant today than ever.

In contrast to common stirred tank systems the design named solid state fermentation, so far rarely used, is in the field of municipal organic waste increasingly being implemented. The biomass fed to the fermentation system has a dry matter content of 30 % or greater. Solid state fermentation with percolation seems to be beneficial if subsequent thorough grinding is detrimental to the final use of fermentation residues or no economic benefits result from this. There are also good reasons for this design when straw-like residual biomass is used.

Numerous research findings and experience on the batchwise fermentation of stacked biomass are available. At the same time, the percolated and continuously operated Sauter-process was developed to market maturity. Research on a two-stage variant has been carried out and published by the Leibnitz Institute for Agricultural Engineering and Bioeconomics e.V. (ATB).

This paper provides for the first time a direct comparison of the above-mentioned percolated process variants using maize and sedge silages. The effects of percolation intensity on composition and properties of the solids and the process fluid as well as on the gas formation kinetics are investigated in particular. Furthermore, suitable benchmarks of the variants are identified and evaluated. The link to practice is a operators questioning and a one year lasting monitoring of a Sauter plant. The findings allow a differentiated assessment of percolation processes.

Findings on solid matter density as well as on dry matter content in the fermenting stock or floating layer are presented in detail. During continuous operation, particulate biomass retention time is considerably shorter than would result from usual calculation of hydraulic retention time. It is indicated that the microflora in the fermenter is also indirectly affected. This requires further research work.

It is shown that in percolation processes substrate composition and extent of grinding also dominate the gas formation kinetics, albeit to different extents. Methane yields differ under comparable load and operating parameters only marginally from yields of stirred tank systems.

Composition of percolate also varies variant-specific. Findings can be used to define in a first approximation limits of volatile solid load. It has been proven that percolated solid-state fermentation with an additional percolate methanization stage allows higher space-time yields. This extra stage suits also for controlled flexible methane production.

Kurzfassung

Einer der Stimuli der technischen Biogaserzeugung ist die Vermeidung von Umweltbelastungen durch Abwasser bzw. Abfälle. Global betrachtet ist dieser Beweggrund heute aktueller denn je.

Bei der Behandlung organischer Siedlungsabfälle wird im Anlagenbau ein im Gegensatz zu den weit verbreiteten Rührkessel-Systemen bislang wenig verbreitetes Verfahrensdesign – die Feststoff-Vergärung – zunehmend umgesetzt. Damit ist gemeint, dass die der Vergärung zugeführte Biomasse einen Trockensubstanz-Gehalt $\geq 30\%$ aufweist. Die Feststoff-Vergärung mit Perkolation scheint vorteilhaft zu sein, wenn eine vorab weitgehende Zerstörung der originären Feststoffstruktur nachteilig für die letztendliche Verwendung der Gärreste ist oder sich daraus keine ökonomischen Vorteile ergeben. Auch beim Einsatz strohartiger Residualbiomasse gibt es Argumente für dieses Design.

Zahlreiche Erkenntnisse aus Forschung und Praxis zur satzweisen Vergärung gestapelter Biomasse liegen vor. Parallel wurde das Sauter-Verfahren für den perkolierten kontinuierlichen Betrieb zur Anwendungsreife entwickelt sowie am Leibniz-Institut für Agrartechnik und Bioökonomie e.V. (ATB) Forschungen an einer zweistufigen Variante durchgeführt und publiziert.

Mit dieser Arbeit wird unter Verwendung von Mais- sowie Riedgras-Seggen-Silagen erstmalig ein direkter Vergleich der vorgenannten Verfahrensvarianten angestellt. Insbesondere werden die Effekte der Perkulationsintensität auf Zusammensetzung und Eigenschaften der festen Organik und der Prozessflüssigkeit sowie auf die Kinetik der Gasbildung untersucht. Ferner werden geeignete Vergleichsparameter der Varianten identifiziert und bewertet. Die Verbindung zur Praxis wird anhand einer Betreiberbefragung sowie der messtechnischen Begleitung einer Sauter-Anlage über ein Jahr hergestellt. Die Ergebnisse ermöglichen eine differenzierte Beurteilung der Perkulationsverfahren.

Im Einzelnen werden Erkenntnisse zur Feststoffdichte im Fermenter sowie zum Trockensubstanzgehalt im Gärstock respektive der Schwimmschicht vorgestellt. Die Verweilzeit der eingestauten partikulären Biomasse im kontinuierlichen Betrieb ist erheblich kürzer als sich aus der gängigen Berechnung der mittleren hydraulischen Verweilzeit ergeben würde. Dies steht in unmittelbarem Zusammenhang mit der Hydrolyserate. Des Weiteren erscheint es angezeigt, dass hiervon mittelbar die Mikroflora im Fermenter beeinflusst wird. Dies bedarf weitergehender Untersuchungen.

Ferner wird dargelegt, dass die Substratzusammensetzung und der Mahlgrad die Kinetik der Gasbildung ebenso bei Perkulationsverfahren, wenn auch unterschiedlich ausgeprägt, dominieren. Die substratspezifischen Methanausbeuten unterscheiden sich unter vergleichbaren Belastungs- und Betriebsparametern nur unwesentlich von den Ausbeuten bei Rührkessel-Systemen.

Die Perkolatuzusammensetzung variiert ferner variantenabhängig. Hierüber lassen sich spezifische oTS-Belastungs-Grenzen in erster Näherung bestimmen. Es wird belegt, dass bei einer Erweiterung der perkolierten Feststoff-Vergärung mit einer Perkolat-Methanisierungsstufe höhere Raum-Zeit-Ausbeuten möglich sind. Diese Stufe eignet sich ferner zur zeitlich gesteuerten Methanerzeugung.

Numquam de caelis cecidit peritus vir,
sed homunculi sapientiam simulantes.

Für

Ingrid

Hannes

Kartrin

Sascha

Marja

nicht vergessen: Ekkehard, Gert und Erwin

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis.....	I
Abkürzungen und Formelzeichen	IV
1. Abwasser, Mist und Bioabfall – Facetten der Anaerobtechnik	1
2. Anaerob-Verfahren mit Perkolation	5
2.1 Lignocellulosereiche Substrate.....	5
2.2 Konversionsprozess	8
2.3 Kenngrößen und Parameter	11
2.3.1 Feuchtegehalt	11
2.3.2 Temperatur	12
2.3.3 pH-Wert und Pufferkapazität	13
2.3.4 Redoxpotential	14
2.3.5 Konzentration suspendierter und gelöster organischer Verbindungen.....	15
2.4 Stand der Technik	18
2.4.1 Terminologie und Systematik	18
2.4.2 Auswaschen und Auslaugen als Vorstufe zur Methanisierung.....	20
2.4.3 Perkolierter Fermenter im diskontinuierlichen Betrieb.....	24
2.4.4 Perkolierter Fermenter im kontinuierlichen Betrieb	26
3. Zielstellung	30
4. Material und Methoden.....	31
4.1 Untersuchungsprogramm	31
4.2 Mess- und Analysemethoden	34
4.3 Verwendete Substrate.....	36
4.3.1 Substrate der Laborversuche	36
4.3.2 Methanbildungspotential der Substrate	37
4.3.3 Substrate der Biogasanlage Truilz (Sauter-Verfahren)	39
4.4 Satzweise Vergärung	40
4.4.1 Aufbau und Durchführung	40
4.4.2 Befragung von Betreibern	43
4.5 Einstufige Vergärung eingestauter Biomasse	44
4.5.1 Aufbau und Funktionstest.....	44
4.5.2 Batchversuche	48
4.5.3 Kontinuierliche Versuche.....	49
4.6 Zweistufige Vergärung eingestauter Biomasse.....	52
4.6.1 Aufbau	52

Inhaltsverzeichnis

4.6.2	Kontinuierliche Versuche.....	53
4.7	Biogasanlage Truilz – einstufiges Einstau-Verfahren mit Perkolation	55
4.7.1	Beschreibung	55
4.7.2	Messtechnische Ausrüstung.....	57
4.7.3	Datenerhebung und -auswertung	57
4.8	Auswertungsmethoden.....	58
4.8.1	Massen- und Stoffbilanzen	58
4.8.2	Beladungsrate und Feststoff-Verweilzeit	61
4.8.3	Parameter der Perkolation.....	63
5.	Ergebnisse und Diskussion	65
5.1	Satzweise Vergärung mit Perkolation.....	65
5.1.1	Feststoff-Eigenschaften.....	65
5.1.2	Eigenschaften des Perkolats	67
5.1.3	Einfluss des Impfsubstratanteils auf die Gasbildung.....	70
5.1.4	Impfsubstratanteil und Perkolatführung in der Praxis.....	72
5.1.5	Bewertung der Versuchs- sowie der Befragungsergebnisse.....	76
5.2	Einstufige Vergärung - Batchversuche	78
5.2.1	Feststoff-Schwimmschicht.....	79
5.2.2	Eigenschaften des Perkolats	80
5.2.3	Substrateinfluss auf die Gasbildung	81
5.2.4	Bewertung der einstufigen eingestauten Batchversuche	82
5.3	Einstufige Vergärung – kontinuierliche Versuche	84
5.3.1	Feststoff-Schwimmschicht.....	85
5.3.2	Eigenschaften des Perkolats	86
5.3.3	Einfluss der Beladungsrate auf die Gasbildung	88
5.3.4	Einfluss der Perkulationsintensität.....	91
5.3.5	Bewertung der einstufigen Versuche im kontinuierlichen Betrieb.....	94
5.4	Zweistufige Vergärung in PFR und AF	96
5.4.1	Eigenschaften des Perkolats und AF-Rücklauf.....	97
5.4.2	Einfluss der Beladungsrate auf die Gasbildung	99
5.4.3	Einfluss der Perkulationsintensität.....	100
5.4.4	Bewertung.....	102
5.5	Monitoring der Biogasanlage Truilz	103
5.5.1	Betriebszustände	104
5.5.2	Eigenschaften der festen und flüssigen Phase	105
5.5.3	Einfluss und Auswirkungen des Perkulationsregimes.....	107
5.5.4	Leistungsdaten.....	108

Inhaltsverzeichnis

5.5.5	Bewertung	110
5.6	Diskussion der Varianten.....	111
5.6.1	Eigenschaften und reale Verweilzeit der Feststoffe	111
5.6.2	Zusammensetzung und Eigenschaften des Perkolats	113
5.6.3	Perkolationsintensität	115
5.6.4	Methanausbeuten und Geschwindigkeit der Methanbildung.....	116
6.	Schlussfolgerungen	118
7.	Verzeichnisse	120
7.1	Literatur.....	120
7.2	Tabellen	137
7.3	Abbildungen	139
8.	Anhang.....	141

Abkürzungen und Formelzeichen

ACP	Engl.: <i>Anaerobic Contact Process</i>
AD	Durchschnittliche absolute Abweichung; Streuungsmaß
ADF	Engl.: <i>Acid Detergent Fiber</i> ; Neutral-Detergentien-Faser (Gerüstsubstanz) ohne Hemicellulose
ADM	Anaerobic Digestion Modell
AF	Anaerob-Filter; Reaktor, in dem die Mikroorganismen gezielt an Festkörpern (Besiedlungsfläche) oder trennenden Einbauten zurückgehalten werden
ATB	Leibniz-Institut für Agrartechnik und Bioökonomie e.V. (ATB) www.atb-potsdam.de
ATF	Anaerobe Trockenfermentation
ATP	Adenosintriphosphat; Nukleotid, universeller Energieträger in Zellen, Regulator energieliefernder Prozesse
BGBI	Bundesgesetzblatt
BiomasseV	Verordnung über die Erzeugung von Strom aus Biomasse (Biomasseverordnung), vom 21.06.2010 (BGBl. I S. 1234), zuletzt geändert durch Art. 12 G vom 21.07.2014
BMP	Engl.: <i>Biomethane-potential</i> ; Methanbildungspotential
B _R	Raumbelastung [kg·m ⁻³ ·d ⁻¹]
BSB ₅	Biologischer Sauerstoffbedarf; Entspricht der Menge an Sauerstoff in mg l ⁻¹ , der unter 20 °C innerhalb von fünf Tagen von Mikroorganismen im Wasser verbraucht wird
bspw.	beispielsweise
bzw.	beziehungsweise
ca.	circa
C	Kohlenstoff
CaCO ₃	Calciumcarbonat
CH ₄	Methan
C/N-Verhältnis	Kohlenstoff-Stickstoff-Verhältnis
CO ₂	Kohlendioxid

Abkürzungen und Formelzeichen

cP	CentiPoise, Einheit der dynamischen Viskosität, $1 \text{ cP} = 0,001 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf; Summenparameter aller im Wasser chemisch oxidierbarer Stoffe, angegeben als Sauerstoffäquivalent in mg l^{-1}
CSTR	Engl.: <i>Continuously Stirred Tank Reactor</i> ; Rührkesselreaktor
C ₁ -C ₅ -Säuren	Organische Säuren (Carbonsäuren) mit der Kettenlänge ein bis fünf Kohlenstoff (C) Atomen
d.h.	das heißt
DN	Frz.: <i>Diamètre nominal</i> ; Norm(Innen)durchmesser eines Rohres oder einer Schlauchleitung
DSMZ	Leibniz-Institut DSMZ-Deutsche Sammlung von Mikroorganismen und Zellkulturen GmbH
EEA	European Environment Agency (Europäische Umweltagentur)
EJ	Exajoule = 10^{18} Joule
EWG	Einwohnergleichwert; Referenzwert einer Tagesmenge Schmutzfracht im Abwasser, ausgedrückt als Einwohneräquivalent. Bezugsgrößen: BSB ₅ , CSB, TOC, Stickstoff, Phosphor oder Schwebstoffe. Beispiel: 120 g d^{-1} CSB entspricht 1 EWG
FM	Frischmasse
FOS	Freie Organische Säuren
GV	Glühverlust, analog zu oTS
G ⁰	Gibbs-Energie, auch freie Enthalpie, unter Standardbedingungen
H	Wasserstoff
HAc	Essigsäureäquivalent
HPO ₄ ²⁻	Hydrogenphosphat-Anion
H ₂ PO ₄ ⁻	Dihydrogenphosphat-Anion
HRT	Engl.: <i>Hydraulic Retention Time</i>
HS ⁻	Hydrosulfid-Anion
I.S.	Impfsubstrat
KBE	Koloniebildende Einheit; Größe bei der Quantifizierung der Lebendzellzahl von Mikroorganismen
k _{dis}	Zerfallskonstante

Abkürzungen und Formelzeichen

KUP	Kurzumtriebsplantage; Anbau schnellwachsender Hölzer, wie Pappel und Weide
LDPE	Engl.: <i>Low Density Polyethylene</i> , siehe auch PE
LF	Leitfähigkeit
MBA	Mechanisch-biologische Abfallbehandlungsanlage
Mg	Megagramm, 10^6 g
M.Sil.	Maissilage
MW	Mittelwert
MWh	Megawattstunden
n	Anzahl Stichproben, paralleler Ansätze, Messwerte
N	Stickstoff
NaCl	Natriumchlorid
NaWaRo	Nachwachsende Rohstoffe
NDF	Engl.: <i>Neutral Detergent Fiber</i> ; Summe der Hemicellulosen, Cellulosen, Ligninen und Lignin-N-Verbindungen
NH_4^+	Ammonium-Ion
N_{Kjel}	Kjehldahl-Stickstoff, siehe auch TKN
NI	Norm-Liter
Nm^3	Norm-Kubikmeter
O	Sauerstoff
o.g.	oben genannt
oTS	organische Trockensubstanz, analog zu GV
P	Phosphor
PE	Polyethylen, $[-\text{CH}_2-\text{CH}_2-]_n$
PET	Polyethylenterephthalat, $[\text{C}_{10}\text{H}_8\text{O}_4]_n$
PFR	Engl.: <i>Plug Flow Reactor</i>
pK-Wert	Negativer dekadischer Logarithmus der Dissoziationskonstante, temperaturunabhängig, einer schwachen Säure
PNF	Probeentnahmestelle Fermenter
PVC	Polyvinylchlorid, $[\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}]_n$
Rg.Sil.	Riedgras-Seggen-Silage

Abkürzungen und Formelzeichen

resp.	respektive, beziehungsweise
S	Schwefel
s	Sekunde
SO ₄ ²⁻	Sulfat-Anion
TAC	Gesamter anorganischer Kohlenstoff
TKN	Engl.: <i>Total Kjeldahl Nitrogen</i> , siehe auch N _{Kjel}
TOC	Gesamter organischer Kohlenstoff
toe	Tonnen Öleinheiten; 1 toe = 41.868 MJ = 11.630 kWh
TS	Trockensubstanz oder Trockenmasse; Bestandteil einer Substanz, der nach Abzug der Masse des enthaltenen Wassers übrig bleibt
u.a.	unter anderem
UASB	Engl.: <i>Upflow-Anaerobic-Sludge-Blanket</i>
UG Schicht	Untere Grenze der Schicht
Upm	Umdrehungen pro Minute
u.w.	und weitere(s)
vgl.	vergleiche
z.B.	zum Beispiel
η	Dynamische Viskosität
\bar{x}_{arithm}	Arithmetisches Mittel, $\bar{x}_{arithm} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i$
$\zeta_{Substrat-oTS}$	(Zeta), Mischungsverhältnis Inoculum-oTS zu Substrat-oTS

1. Abwasser, Mist und Bioabfall – Facetten der Anaerobtechnik

Lange Zeit verlief die Entwicklung der Biogaserzeugung in parallelen Bahnen. Heute steht ein Arsenal verfahrenstechnischer Lösungen für die nachhaltige Steigerung der Biogaserzeugung, auch in Kombination mit der Herstellung biobasierter Produkte, zur Verfügung. Faserpflanzen, Stroh sowie Grünlandaufwuchs sind bevorzugte Rohstoffe. Diese festen Biomassen effizient zu nutzen heißt, die Anaerobtechnik hinsichtlich der neuen Anforderungen zu optimieren. Für die weitere Forschung und Entwicklung kann es hilfreich sein, auf Erfahrungen der Vergangenheit aufzubauen. Aus dieser Erwägung heraus wird der Arbeit ein kurzer geschichtlicher Abriss der Entwicklungsstränge, vor allem der Vergärung von organischen Feststoffen, vorangestellt.

Abwasserreinigung – Initial und Wissenspool

Der Ursprung der Anaerob-Verfahrenstechnik liegt nach SCHULZ (1996), in der Abwasserreinigung, als 1913 Karl Imhoff (* 1876 - † 1965) den ersten beheizbaren Faulbehälter errichtete und dafür ein Patent erhielt. Im Jahr 1925 wurden die ersten Rührreinrichtungen, um den gesamten Faulrauminhalt in kreisender Bewegung zu halten, patentiert (ROEDIGER 1956). Die geschichtliche Entwicklung der anaeroben Schlammbehandlung kann ausführlich den o.g. Quellen sowie LOLL (2008) und SEYFRIED (2015) entnommen werden.

Die Faulgaserzeugung ist ein nachrangiger, wenn auch aus Gründen der Energieeffizienz wichtiger Faktor. Weitere positive Aspekte liegen in der Reduzierung des Klärschlammvolumens sowie ein um etwa die Hälfte geringeres Volumen des Belebungsbeckens (KUNZ 1989, DICHTL UND KLEIN 2008). Aus Kostengründen kommt bei Abwasserreinigungsanlagen eine Anaerobstufe erst ab einer Schmutzwasserfracht, die etwa 20.000 EWG entspricht, zum Einsatz (FRIEDRICH ET AL. 2013).

Die Siedlungswasserwirtschaft gibt vielfältige Impulse für Forschung und Entwicklung der Anaerob-Verfahrenstechnik, so zum Beispiel Hochleistungsreaktoren wie den *Upflow-Anaerobic-Sludge-Blanket* (UASB) oder *Anaerob-Filter* (AF) für organische hoch belastete Abwässer mit einem chemischen Sauerstoffbedarf (CSB) $> 1.000 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ und hohen Raumbelastungen (bis zu $30 \text{ kg}_{\text{CSB}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) (HINKEN ET AL. 2015), oder Verfahren zur energieneutralen Stickstoffelimination (SANDER 2013, GILBERT 2014).

Biogas in der Landwirtschaft – Energie aus lokalen Ressourcen

Arthur M. Buswell, von 1920 bis 1955 Direktor des Illinois State Water Survey an der University of Illinois at Urbana-Champaign, schreibt 1930:

„Es wird erwartet, dass der Abschluss einiger derzeitiger Entwicklungen Ackerbau- und Viehbetrieben den Bau von Fermentern ermöglicht, in denen verschiedene Ernterückstände in beträchtliche Mengen eines gasförmigen Brennstoffes mit hohem Heizwert überführt werden können.“¹

¹ BUSWELL, A.M. (1930): Production of fuel gas by anaerobic fermentations. Ind. Eng. Chem., 22, 1168-1172, zitiert nach: VAN BRAKEL (1980).

Dies gelang 1938 Ducellier und Isman, die eine technisch einfache satzweise Vergärung von Festmist und Agrarreststoffen entwickelten. Der 10 m³ fassende Beton-Behälter wurde von oben befüllt, danach mit einer Gasglocke verschlossen. Das System wurde zur Serienreife, d.h. vorgefertigte Bauelemente, weiter entwickelt. VAN BRAKEL (1980) schätzt, dass bis 1949 zwischen 500 und 1.000 Anlagen auf landwirtschaftlichen Betrieben in Frankreich errichtet worden sind, aber nur etwa 100 davon betrieben wurden. Der Festmist und andere agrarische Reststoffe wurden zuerst einer Rotte unterzogen, das dadurch erhitzte Substrat dann in den Fermenter gefüllt und mit Wasser oder gesammelte Sickerbrühe - bis zu 25 Massenprozent - zum Beimpfen des Substratstocks versetzt. Die Gärdauer betrug 60 Tage. Der Aufwand der Beladung und der Entnahme war hoch. 1952 patentierte Massaux einen arbeitswirtschaftlich verbesserten Fermentertyp aus Metall bis 25 m³, bei dem der von oben befüllte Behälter zum Ende der Gärdauer mittels einer Hebevorrichtung in einem Stück von der Bodenplatte abgehoben und somit der Gärrest einfach ausgelagert werden konnte (VAN BRAKEL 1980).

Die Entwicklung von Biogasanlagen für landwirtschaftliche Betriebe und auf Basis innerbetrieblicher Rest- und Abfallstoffe setzte in Deutschland 1947 mit der Vorstellung des „Darmstädter Gärkanals“ ein. Ein technisch ausreichend zuverlässiger Anlagentyp, das „System Schmidt-Eggersglüss“, folgte wenige Jahre danach, nachzulesen bei ROSEGGER (1957), SCHULZ (1996), REINHOLD UND VOLLMER (2003). Die technische Entwicklung wurde u.a. durch Karl Imhoff, siehe oben, geprägt. Die wesentlichen Neuerungen waren beheizbare Fermenter, Rührereinrichtungen im Faulraum sowie eine kontinuierliche Betriebsweise. Die Rührereinrichtung verhinderte die Ausprägung einer Sink- und/oder Schwimmschicht. Im Unterschied zu der bereits bekannten satzweisen Vergärung von Festmist waren diese Systeme technisch komplexer, dafür aber mit geringerem Arbeitsaufwand betreibbar. Da die Substrate vorab nicht einem Rotteprozess unterworfen wurden, blieb der Stickstoffgehalt der Substrate erhalten. Das Innovative dieser Verfahren zu der Zeit war, dass die festen Substrat-Partikel während des Gärprozesses mehr oder weniger in Suspension gehalten wurden (VAN BRAKEL 1980).

Ein System zur kontinuierlichen Vergärung von Festmist ohne Wasserzusatz wurde 1948 von Liebmann, Strell und Götz zum Patent angemeldet und einige Jahre betrieben. Der Festmist wurde oben über eine Schleuse in den Faulraum eingebracht, der Gärrest nach etwa 30 Tagen Verweilzeit unten am Boden über eine Transportschnecke ausgetragen. Die sich am Boden sammelnde Gärflüssigkeit wurde nach externer Erwärmung oben über mehrere Düsen auf dem Substratstock verteilt, d.h. perkoliert (ROSEGGER 1957). Das erste Perkolations-Verfahren im kontinuierlichen Betrieb, das „System München“ 1948, beschreibt VAN BRAKEL (1980).

Die grundlegenden verfahrenstechnischen Merkmale und Prozessbedingungen des Perkolations-Verfahrens waren danach über Jahrzehnte nicht im Fokus von Forschung und Entwicklung (BAADER ET AL. 1978, KALTWASSER 1980, MAURER UND WINKLER 1980, WELLINGER ET AL. 1984, KLOSS 1985).

Die Perkolation wird Jahrzehnte später wieder aufgegriffen, vgl. Kap. 2.4.4 (FISCHER ET AL. 1994). Das dort beschriebene kontinuierliche Verfahren findet keine breite Anwendung.

Als Weiterentwicklung wird ein satzweiser Betrieb mit mehreren, zeitlich versetzt befüllten, Behältern vorgeschlagen (LEIKAM ET AL. 1998). Bereits viel früher publizieren SCHEFFER ET AL. (1955) ebendies mit der Begründung, dass der satzweise Betrieb zur erheblichen Zeiteinsparung im Anlagenbetrieb führen wird.

Vergärung von Bioabfall – stofflich-energetische Nutzung

Das Inkrafttreten des Abfallbeseitigungsgesetzes (AbfG) der Bundesrepublik Deutschland im Juni 1972 initiierte die Abfallwirtschaft in ihrem derzeitigen Umfang, ihrer Ausprägung und Diversifizierung. Einen geschichtlichen Abriss über den Umgang mit Abfall von der reinen Ablagerung hin zur gezielten Bewirtschaftung findet sich bei SCHENKEL (2003).

In der Einleitung zum Stand der Technik der anaeroben Vergärung von Bioabfall charakterisiert KURRLE die Situation 1991 wie folgt:

„Hat sich die Kompostierung ... schon mit verschiedenen Systemen etabliert, so befindet sich die Vergärung noch in einer Versuchs- und Entwicklungsphase.“²

Die Vorteilhaftigkeit der Vergärung von Bioabfällen bei mehr oder weniger originärer Feuchte wird von EDELMANN (1996) so zusammengefasst:

„Es ist allerdings nicht einsichtig, warum im Fall von festen Substraten die höheren Kosten für zusätzliches Volumen und evtl. zusätzliche (Aufbereitungs-)Stufen in Kauf genommen werden, wenn man sich dabei in erster Linie nur die Nachteile einhandelt, welche bei dünnen Substraten (...) zwangsweise vorgegeben sind (schlechtere Energiebilanz, Probleme mit Entmischung (...)).“³

Vor der Jahrtausendwende sind nach BIDLINGMAIER (2000) bundesweit mehr als 600 Kompostierungs- und über 30 Bioabfall-Vergärungsanlagen in Betrieb. Die Entwicklung der Anaerob-Verfahrenstechnik im Abfallsektor, die Hersteller sowie die Anlagen mit dem Jahr der Inbetriebnahme sind in SCHU (2007) illustriert.

Eine Erhebung in 2012 dokumentiert 63 Bioabfallanlagen, wobei der Zubau seit 2007 aus nur einer Nassvergärungsanlage sowie 30 Feststoff-Anlagen, davon 21 im satzweisen Betrieb, besteht (FRICKE ET AL. 2015).

Die Vorzüge der satzweisen Feststoff-Vergärung zeigen sich, wenn der gesamte Energieverbrauch der Verarbeitung, d.h. Strom, Wärme und Treibstoff, betrachtet wird. Der Energieverbrauch der gesamten Prozesskette der Energiegewinnung und Kompostherstellung ist verfahrensabhängig (TURK ET AL. 2008, LAMPERT ET AL. 2011, FRICKE ET AL. 2015). Die Verbrauchsspannweite beziffert FRICKE ET AL. (2015) zwischen 56 kWh (diskontinuierliche mesophile Feststoff-Vergärung) und 163 kWh·Mg⁻¹ Input (einstufige thermophile Nassvergärung).

Die satzweise Feststoff-Vergärung von Bioabfällen wird nicht nur wegen der höheren Energieeffizienz sondern auch wegen geringerer technischer Komplexität, Störanfälligkeit und Abwassermengen vom Markt bevorzugt (KARTHIKEYAN UND VISVANATHAN 2013).

² Kurrle, J.H. (1991): Vergärung von Abfall. Technik, Kosten, Vergleich mit der Kompostierung. Studienreihe Abfall Now, Band 9. Abfall Now e.V. (Hrsg.), Stuttgart. ISBN 3-928179-07-1, S. 1.

³ Edelmann, W. (1996): Einflussgrößen auf den anaeroben Abbau – Stoffstrommanagement und Verfahrenswahl. In: Biologische Abfallbehandlung III, Kompostierung-Anaerobtechnik-Mechanisch-biologische Abfallbehandlung-Klärschlammverwertung, Wiemer, K., Kern, M. (Hrsg.), M.I.C. Baeza-Verlag, Witzenhausen. ISBN 3-928673-18-1, S. 448.

Kontinuierliche Feststoff-Vergärung mit Perkolation

Für Versuche im kontinuierlichen Betrieb, die für die Verwertung der Ergebnisse in der Praxis besser als Batch-Versuche geeignet sind, werden häufig Rührkesselreaktoren (CSTR) eingesetzt. Diese sind in der technischen Fermentation üblich, für strukturreiches Pflanzenmaterial mit geringer Feuchte aber nur bedingt geeignet. Eine aus Effizienzgründen vorteilhafte hohe Raumbelastung ist in der Regel mit hohem Aufwand verbunden. Dieser hängt vom Umfang an Vorbehandlungsmaßnahmen (Substrataufschluss) sowie vom Rührenergieaufwand ab.

Zonen unterschiedlicher Stoffkonzentrationen und damit ineffizienter Bereiche im Gärbehälter sollen durch Rührwerke vermieden werden (WELLINGER ET AL. 1984, SCHOLWIN ET AL. 2009). Folgerichtig müssen in perkolierten zweiphasigen Systemen ohne Rühreinrichtung die Zusammensetzung der Prozessflüssigkeit sowie deren Führung durch die Feststoffmatrix Faktoren sein, die die Kinetik der Methanbildung sowie den Konversionsgrad der anaerob umsetzbaren organischen Substanz maßgeblich beeinflussen.

Die vollständig anaerob geführte zweiphasige Vergärung ist diesbezüglich nach Stand der Kenntnis vor allem bei diskontinuierlich betriebenen „Boxen-“ oder „Garagenfermentern“ systematisch untersucht worden.

Eine kontinuierliche Betriebsweise ist möglich mit Perkolations-Verfahren, bei welchem struktur- und lignocellulosereiche Biomasse im Fermenter eingestaut wird. Mit bereits mehrjährigem Betrieb in Praxis und im Labor stehen zwei Verfahren zur Disposition: das einstufige Sauter-Verfahren sowie das am Leibniz-Institut für Agrartechnik Potsdam Bornim e.V. (ATB) entwickelte Pfropfenstrom-Schwimmbettverfahren mit nachgeschaltetem Anaerobfilter (PFR-AF-Gärsystem).

Das Hauptmerkmal des einstufigen perkolierten und kontinuierlich betriebenen Sauter-Verfahrens, zum Patent angemeldet, ist die Regelung der Perkolationsintensität und der Perkolatführung (DE 102008038262, 2010). Das Verfahren wurde bislang weder untersucht noch einem Systemvergleich unterzogen.

Das Sauter-Verfahren ist technisch einfach aufgebaut. Besondere Anforderungen an die Reaktorgeometrie sind nicht bekannt. Potentiell stellt die geringe baulich-technische Komplexität des Sauter-Verfahrens eine Effizienzsteigerung der Methanerzeugung dar, im Gegensatz zu den komplexeren zweistufigen Verfahren, wie das zweistufige PFR-AF-Gärsystem.

Ein Vergleich der spezifischen Produktionsleistung beider Verfahren, die mittels der Methanausbeute unter gleichen Grund- und Belastungsparametern im kontinuierlichen Betrieb, festgestellt wird, steht aus.

Dazu musste das technische Design des Sauter-Verfahrens zunächst in eine labortaugliche Versuchsanordnung überführt werden, ohne Verlust verfahrensprägender Merkmale.

2. Anaerob-Verfahren mit Perkolation

In technischen Systemen der Abwasserreinigung, der Abfallbehandlung in Kombination mit der Methangaserzeugung sowie der Energieerzeugung aus pflanzlichen Biomassen sind Systemeffektivität und Kosten-Nutzen-Relation von zentraler Bedeutung. Der Prozess ist hinsichtlich der stofflichen Zusammensetzung der Ausgangssubstrate sowie der anaeroben Biozönose so komplex wie variabel. Im technischen System muss er also gesteuert werden, wobei die Milieuansprüche der Mikroorganismen, chemische Reaktionen, Zustände und Regelmöglichkeiten bekannt sein müssen (BRAUN 1982, MUDRACK UND KUNST 1994, GERARDI 2003, SPEECE 2008, ELEND ET AL. 2009, GALLERT ET AL. 2015).

Die Zusammensetzung und die Struktur einer Biomasse sind anhand physikalischer und chemischer Größen und Parameter (Stellgrößen) vor, während und zum Ende des Gärverfahrens zu bestimmen und zu beschreiben.

Dieses Kapitel beginnt mit der energiewirtschaftlichen Bedeutung von Energiepflanzen sowie den Alternativen, den lignocellulosereichen Substraten mit ihren prägenden Eigenschaften. Der bisherige Fokus in der Forschung: Methanausbeuten sowie Methoden zur Steigerung der technisch erzielbaren Ausbeuten, wird vor allem mit Literaturquellen belegt. Der erste Teil schließt mit den aktuell in der Forschung eingesetzten Gärssystemen bzw. Systemkombinationen. Der anschließenden Beschreibung wesentlicher Punkte des anaeroben Abbauprozesses folgen Kenngrößen und Parameter mit Bedeutung bei der Untersuchung der perkolierten Feststoff-Vergärung.

Ein breiter Raum wird dem Stand der Technik eingeräumt. Er beginnt mit der Klärung wesentlicher Begriffe, die in diesem Kontext in Literatur und Praxis nicht kongruent verwendet werden. Es folgt eine umfassende Beschreibung der technischen Anwendungen der Perkolation, die sich von dem Entzug der Organikfraktion aus Mischabfällen über die satzweise Vergärung eines Biomassestapels bis zu den untersuchten Verfahren eingestauter Substrate im kontinuierlichen Betrieb erstreckt.

2.1 Lignocellulosereiche Substrate

Nach Schätzung des Weltklimarats deckt pflanzliche Biomasse im Jahr 2008 weltweit zu etwa 10,2 % (50,3 EJ) den Gesamt-Primärenergiebedarf. Biogas, Biomethan und biogene Treibstoffe machen hiervon einen Anteil von etwa 22 % (1,3 EJ) aus (IPPC 2011).

Für Europa 2008 (EU27) beziffert der Europäische Erdgasfahrzeug-Verband das technische Energiepotential von Biogas aus Klärschlamm, Gülle und Mist sowie Energiepflanzen mit 0,24 EJ, 072 EJ sowie bis zu 5,4 EJ (N.G.V.A. 2010). Zu den Energiepflanzen zählen hier die etablierten Getreidesorten, Raps und Wurzelfrüchte, aber auch Grünlandaufwuchs und schnellwachsende Hölzer (KUP).

Den tatsächlichen europäischen Primärenergiebeitrag (EU28) aus Biogas berechnen MEYER ET AL. (2016) für 2010 auf 8,5 Mtoe ($\approx 0,36$ EJ). Im Jahr 2015 werden europaweit (EU28) bereits 15.611,8 ktoe ($\approx 0,65$ EJ) aus Biogas bereitgestellt (EEA 2017).

Der Energieträger Biogas steht im Wettbewerb mit herkömmlichen Brennstoffen, aber auch mit Windkraft-, PV- und Solaranlagen. In Deutschland liegen nach Berechnungen der Fraunhofer Instituts für Solare Energiesysteme (ISE) die Stromgestehungskosten über Biogas mit 135 – 215 €·MWh⁻¹ über denen von Fotovoltaik- und Onshore-Windenergie-Anlagen mit 78 – 142 €·MWh⁻¹, bzw. 45 – 107 €·MWh⁻¹ (KOST ET AL. 2013).

Seit 1990 nimmt die Energiebereitstellung aus Biogas stetig zu. Den Energiepflanzen wird dabei das mit Abstand höchste Potential eingeräumt. Nach einer Erhebung von LIEBETRAU ET AL. (2017) in Deutschland 2015 werden zu 52 % Masseanteil Energiepflanzen eingesetzt, hiervon 73 % Maissilage. Die Verwendung von Energiepflanzen wird durchaus kontrovers diskutiert. Der Flächen-, Wasser- und Energiebedarf beim Anbau, die Biodiversität sowie die Emissionsbilanz stehen im Fokus. (POULTON ET AL. 2001, FAAJ 2008, KARP UND HALFORD 2011, MEYER ET AL. 2016).

Alternativen sind Ernterückstände, Nebenprodukte aus der Verarbeitung landwirtschaftlicher Urprodukte sowie Aufwuchs von Weiden, Dauergrünland und von Flächen außerhalb der landwirtschaftlichen Nutzung. Die Vorteile sind im Einzelfall: eine effizientere Nutzung des Wasser- und Stickstoffangebots, eine positive CO₂-Bilanz sowie positive Effekte auf Bodenqualität und Erosion. Nach LIEBETRAU ET AL (2017) besteht der aktuelle Energiepflanzenmix zu 12 % aus Grassilage und nur zu 1 % aus Landschaftspflegematerial. Gründe dafür werden im Weiteren erläutert.

Die Trockensubstanz dieser Substrate besteht überwiegend aus der Gerüstsubstanz Lignocellulose. Nach LIU (2008) setzt sich diese vor allem aus Cellulose, Hemicellulose sowie Lignin in folgenden Größenordnungen: 35 - 50 %, 20 – 35 % sowie 10 – 25 % zusammen. Deutliche Unterschiede zeigen zum Beispiel Analysen von Maissilage, Ernte 2005, mit Anteilen an Cellulose, Hemicellulose, Lignin in % TS von 20,7 %, 21,9 %, 2,4 %, (SCHIMPF 2014) sowie von Rapsstroh: 35,1 %, 22,5 %, 11,7 % (FU UND HU 2016). Einen Überblick hierzu gibt SAWATDEENARUNAT (2015).

Die Fermenter-Mikroorganismengemeinschaft ist im Einzelfall nur bedingt in der Lage, Lignocellulosen abzubauen. Der vernetzte hydrophile Ligninbestandteil beeinträchtigt sowohl die Geschwindigkeit als auch den Konversionsgrad zu Biogas erheblich (SCHIMPF 2014, NURK ET AL. 2016). Die Entwicklung effizienter Anaerob-Verfahren für strohartige Substrate, Grasbestände aus verschiedener Bewirtschaftung und Pflanzengesellschaften diverser Biotope zur Praxisreife ist dringend notwendig.

Methanausbeuten von Gräsern aus unterschiedlichen Standorten, Wuchsstadien und Bewirtschaftungsintensitäten sind in PROCHNOW (2009) zusammengestellt. Diverse Strohsorten, Futterhirsen, Zwischenfrüchte und Grünabfälle werden u.a. von BROWN ET AL. (2012), PAPA ET AL. (2015), LESCHHORN (2015) sowie DU ET AL. (2017) präsentiert. Ferner gibt SAWATDEENARUNAT (2015) einen Überblick zu Ausbeuten bei annualen Futterpflanzen.

Bei den Untersuchungen wird überwiegend das Methanbildungspotential (BMP) einzelner Substrate in Abhängigkeit der stofflichen Zusammensetzung, dem Mahl- oder Aufschlussgrad sowie der Versuchsparameter: Temperatur, Verweilzeit und Beladungsrate, ermittelt. Doch selbst bei identischem Substrat und bei gleicher Prozesstemperatur können die Ergebnisse weit streuen, wie NIZAMI ET AL. (2012) feststellt. Bei einer Weidelgras-Silage werden je nach experimentellem Ansatz Methanausbeuten zwischen 341 und 493 l_{CH₄}·kg⁻¹_{OTS, zu} erzielt. Die Gründe liegen in verschiedenen BMP-Bestimmungsmethoden, Reaktor-Konfigurationen sowie Betriebsweisen, wie die Autoren berichten.

Zur Erhöhung der Methanausbeuten aus lignocellulosereichen Substraten ist eine Reihe von Vorbehandlungsmethoden möglich. Einen Überblick hierzu geben HENDRIKS UND ZEEMANN (2009), AGBOR ET AL. (2011) sowie MONTGOMERY UND BOCHMANN (2014). Die Methoden unterscheiden sich insbesondere im Chemikalien-, Wasser- und Energieverbrauch. Bei einigen überwiegen die Aufwendungen den Mehrertrag, welcher darüber hinaus im Voraus häufig nicht präzise bestimmt werden kann. AGBOR ET AL. (2011) schlägt eine physikalische, ergänzt durch eine biologische Vorbehandlung vor. OROZCO ET AL. (2013) untersuchen den Einfluss von Verweilzeit und Beladungsrate einer vorgelagerten Hydrolyse von Weidelgras unter 55 °C. Das beste Resultat: $368 \text{ l}_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}_{\text{oTS}}^{-1}$, zu erzielen sie bei vier Tagen Verweilzeit und einer Beladungsrate von $1 \text{ kg}_{\text{oTS}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ und bleiben damit innerhalb der Spannweite von NIZAMI ET AL. (2012).

Die stoffliche Zusammensetzung der Substrate determiniert die Bandbreite der Effektivität der Methangewinnung, gleichbedeutend mit dem Nutzungsgrad der methanisierbaren Inhaltsstoffe. Im Sinne einer Ausweitung der Energiebereitstellung über Biogas rücken Effizienzaspekte in den Vordergrund, denn diese beeinflussen letztendlich die Methan-Gestehungskosten. Es gilt, für lignocellulosereiche Substrate effiziente Anaerob-Verfahren zu entwickeln unter Berücksichtigung ihrer Verfügbarkeit, Robustheit und Flexibilität, um Schwierigkeiten, wie in PROCHNOW (2009) und SINGH ET AL. (2011) beschrieben, zu begegnen.

Untersuchungsergebnisse zur Feststoff-Vergärung derartiger Substrate liegen vor (MÄHNERT ET AL. 2005, LEHTOMÄKI 2006, MUMME 2008, CARIUS ET AL. 2008, KUSCH ET AL. 2009, LIEBENEINER 2010, BROWN ET AL. 2012, NIZAMI ET AL. 2012, LUO ET AL. 2014, FU UND HU 2016, ABOUELENIEN ET AL. 2016, DU ET AL. 2017).

Das CSTR-Design stößt bei höheren TS-Gehalten der Gärsuspension, bei höheren Anteilen an partikulärer Biomasse und faseriger Struktur, häufig Merkmale der Pflanzenalternativen, an die Grenzen der Funktionalität (DE BAERE UND MATTHEEUWS 2008, NIZAMI UND MURPHY 2010, CUETOS ET AL. 2011).

Der Erkenntnis von EDELMANN (1996), siehe Kapitel 1, folgend werden zunehmend Feststoff-Perkulationsverfahren verwendet, bei vergleichsweise hohem Lignocelluloseanteil, hohen Raumbelastungen und hoher Feststoffkonzentration der Versuchssubstrate im Reaktor. Einige Autoren setzen zweistufige Feststoff-Vergärungsverfahren ein, bestehend aus einer satzweise betriebenen Hydrolysestufe sowie nachfolgender Methanisierung im CSTR, UASB oder AF. Mit diesem Design werden agrarische Nebenprodukte sowie Grünlandaufwuchs untersucht (ZHANG UND ZHANG 1999, LEHTOMÄKI 2006, LINKE ET AL. 2011, FU UND HU 2016, DU ET AL. 2017).

SAWATDEENARUNAT (2015) sowie FU UND HU (2016) bemängeln aber Betriebstauglichkeit und Prozesskontrolle, ferner den Kenntnis- und Erfahrungsstand hinsichtlich Reaktordesigns, die hohen Gasertrag bei gleichzeitig geringem Energieeinsatz ermöglichen.

2.2 Konversionsprozess

Anaerobe Prozesse, d.h. die Umwandlung der teilweise hoch komplexen Biopolymere zu sehr einfachen Verbindungen mit nur einem zentralen Kohlenstoff-, Stickstoff- und Schwefelatom, werden anhand unterschiedlich differenzierter Modelle beschrieben (LYBERATOS UND SKIADAS 1999, SATPATHY 2013).

Das Vier-Stufen-Modell: Hydrolyse – Acidogenese – Acetogenese – Methanogenese, scheint die Komplexität am besten abzubilden. Den einzelnen Stufen zugeordnet sind die maßgeblichen Bakteriengruppen, deren Stoffwechselprodukte sowie deren grundlegenden Milieuanprüche (SIEGRIST ET AL. 1993, MUDRACK UND KUNST 1994, GERARDI 2003, SCHOLWIN ET AL. 2009, GALLERT ET AL. 2015).

Die Systemdurchsatzleistung hängt ab von der Stufe mit dem geringsten Durchsatz. Der geschwindigkeitsbestimmende Schritt ist charakterisiert durch sich davor anhäufende Edukte. Solange diese Edukte nicht organische Säuren sind, sondern partikuläre oder suspendierte Feststoffe oder Alkohole, wird die Biozönose davon nicht negativ beeinflusst.

Hydrolyse

Als Hydrolyse wird die Zersetzung von Kohlenhydraten, Eiweißen und Fetten bezeichnet. Die meisten Makromoleküle dieser Stoffe weisen eine oder mehrere Hydroxygruppen, Amino-Reste oder Sulfide auf. An diesen Stellen kann, falls Feuchtigkeit vorhanden, die Hydrolyse einsetzen. Der weitaus größte Anteil der Zersetzung wird durch Enzyme katalysiert. Enzyme werden von Bakterien gebildet. Das Exo-Enzym bildet an einer bestimmten Stelle des Biopolymers einen Enzym-Substrat-Komplex. Dies führt zur Verschiebung der Polarität an dieser Stelle und die Hydrolyse beginnt. Dabei verändert das Enzym weder Aufbau noch Struktur (SCHLEGEL 1992). Der enzymatisch katalysierte Abbau der Lignocellulosebestandteile sowie eine Auflistung der Enzyme sind in SCHIMPF (2014) dargelegt.

Zersetzungsprozesse sind ubiquitär, die Enzyme aber zu Beginn häufig nicht oder in nur sehr geringer Konzentration vorhanden. Bereits gelöste Substratbruchstücke regen Bakterien zur Produktion des spezifischen Enzyms an. Die Spaltprodukte werden häufig vom Enzymproduzenten selbst weiter fermentativ metabolisiert. Nach GALLERT ET AL (2015) verläuft die Fermentation in der Regel rascher als die Spaltung mithilfe eines Enzyms. SMITH ET AL. (1988) beschreiben die geschwindigkeitslimitierende Wirkung der Hydrolyse. Sie teilen die Substrate im Modell in rasch und langsam abbaubare Biomasse ein.

Der Zersetzungsgrad der Biopolymere hatte in den einzelnen Anwendungsbereichen einen maßgeblichen Einfluss auf die Entwicklung der Systemtechnik. Mit dem Ausbau der Energieerzeugung aus Agrarrohstoffen, Nebenprodukten der Ernte und Tierhaltung sowie bisher energetisch kaum genutzter Pflanzenbestände ist die Desintegration und Hydrolyse derartiger Biopolymere Gegenstand intensiver Forschung. An dieser Stelle sei auf die Arbeiten an zweistufigen perkolierten Feststoff-Vergärungsverfahren verwiesen (BUSCH UND SIEBER 2006, HEIERMANN ET AL. 2007, NIZAMI ET AL. 2011b, SCHÖNBERG UND LINKE 2012a, SIEBER 2012, ZIELONKA 2013).

VEEKEN ET AL. (2000a) untersuchten die Hydrolyse bei Bioabfällen und weisen nach, dass im Bereich zwischen pH 5 und 7 und einer Konzentration an organischen Säuren $< 30 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ die Hydrolyserate mit steigendem pH-Wert zunimmt. Die Säurekonzentration hat – im

vorgenannten Konzentrationsbereich – keinen nennenswerten Einfluss. Sie verweisen auf die entscheidende Bedeutung der Alkalität, welche bereits JARVIS ET AL. (1995) unter Verwendung einer Klee-Gras-Silage feststellt. VEEKEN ET AL. (2000a) stellt in diesem Zusammenhang die Notwendigkeit einer zweistufigen Prozessführung in vollständig gerührten Fermentern in Frage.

Fermentation

Hauptprodukte der Hydrolyse von Kohlenhydraten sind Mono- und Disaccharide. Bakterien der Gattungen *Escherichia*, *Enterobacter*, *Salomonella* und *Clostridium* verwerten diese Verbindungen weiter zu kurzkettigen organischen Säuren (GALLERT ET AL. 2015). Je nach Reaktion wird bereits in der acidogenen Stufe Wasserstoff und Kohlendioxid freigesetzt. Zu welchen Anteilen kurzkettige Fettsäuren und Alkohole gebildet werden, hängt vom pH-Wert sowie H₂-Partialdruck ab (WELLINGER ET AL. 1984, BATSTONE ET AL. 2002).

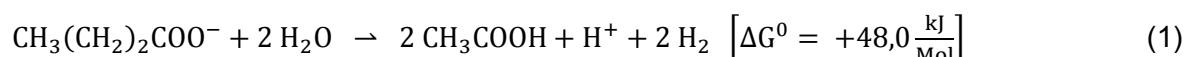
Peptide und Aminosäuren aus der Eiweißhydrolyse sind in erster Linie essentiell für die Mikroorganismen der anaeroben Nahrungskette selbst. Zum einen wird im Baustoffwechsel Zellprotein gebildet. Zum anderen nutzen die Spezies der Gattung *Eubacterium* oder *Clostridium* diese Verbindungen zur Energiegewinnung, die zu C₂- bis C₅-Säuren, Ammoniak, Hydrogensulfid sowie Kohlendioxid katabolisiert werden (FUCHS 2006, MADIGAN ET AL. 2011, GALLERT ET AL. 2015).

Lipide, dazu zählen Fette, sind überwiegend wasserunlöslich. Mittels Exo-Enzymen werden in der Hydrolyse bei Verbrauch von H₂O die Moleküle in die Esterbindung, z.B. Glycerin, sowie die Fettsäuren gespalten. Die Enzymreaktion ist der geschwindigkeitsbestimmende Schritt beim Fettabbau. Zu den lipolytischen Mikroorganismen zählen Arten der Gattungen *Pseudomonas*, *Staphylococcus*, *Propionibacterium*, *Clostridium* und *Streptomyces* (FUCHS 2006, GALLERT ET AL. 2015). Unter Freisetzung von Wasserstoff werden langkettige Fettsäuren schließlich zu Acetat und CO₂ reduziert, je niedriger dabei der herrschende H₂-Partialdruck ist, desto vollständiger.

Acetat, Wasserstoff und Kohlendioxid, bzw. Carbonat, sind die terminalen Produkte der Fermentation und können nicht weiter reduziert werden (MADDIGAN ET AL. 2011, GALLERT ET AL. 2015).

Zum einen synthetisieren Bakterien, bspw. der Gattungen *Syntrophomonas* und *Syntrophobacter*, unter Freisetzung von Wasserstoff Acetat aus Butyrat, Propionat, sowie Fettsäuren mit bis zu 18 C-Atomen und Ethanol (MURNLEITNER 2001):

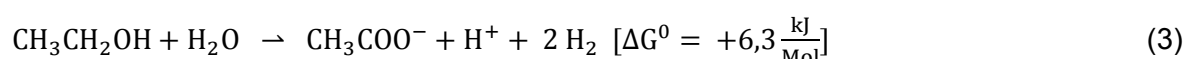
Edukt: Butyrat



Edukt: Propionat



Edukt: Ethanol



Die Oxidation der Fettsäuren und Ethanol sind endergone Reaktionen, d.h. für die Reaktionen wird Energie benötigt. Sie können nur ablaufen, wenn räumlich und zeitlich eine Wasserstoffsенke vorhanden ist, siehe Gleichungen 4 und 5. Nur so verschiebt sich das Reaktionsgleichgewicht hin zu den Produkten. Die Reaktionen werden exergon (MADIGAN ET AL. 2011).

Einen zweiten Syntheseweg, den Acetyl-CoA-Weg, nutzen homoacetogene Organismen. Sie metabolisieren CO₂ und H₂ zu Acetat (GALLERT ET AL. 2015).

Die erst genannten Stoffwechselwege können nur ablaufen, wenn die Organismen syntrophisch mit homoacetogenen, sulfatreduzierenden oder methanogenen Bakterien verbunden sind. Nur so stellt sich der notwendig negative H₂-Partialdruck ein (MADIGAN ET AL. 2011, GALLERT ET AL. 2015).

Bei der anaeroben Fermentation ist der Wasserstoff-Partialdruck eine der zentralen Regelgrößen.

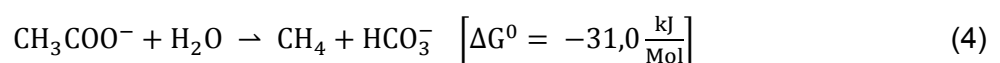
Biochemisch katalysierte Wasserstoffoxidation

Ist im anaeroben Gärmilieu keine biologische Wasserstoffsенke vorhanden, wie beispielsweise bei der Wein- und Bierherstellung, kommt ab einer bestimmten H₂-Konzentration die Gärung zum Erliegen. Chemotrophe Bakterienarten können unter anaeroben Bedingungen molekularen Wasserstoff oxidieren und damit die H₂-Konzentration verringern. Die Reaktion ist nicht exotherm, die frei werdende Energie wird in energiereiche Zellbestandteile gespeichert. Wasserstoffsенken im Biogasprozess sind vor allem S- und C-Verbindungen. So wird SO₄²⁻ während der Desulfurikation über elementaren Schwefel zu Schwefelwasserstoff und CO₂ zu Methan reduziert (SPEECE 2008).

Sulfatreduzierer sind häufig mit Essigsäure- und Methanbildnern vergesellschaftet. Bakterien der Gattung *Desulfovibrio* verwerten Äthanol zu Acetat, sowie Sulfat zu Schwefelwasserstoff. Bei der Reduktion von Sulfat konkurrieren die Schwefelbakterien mit den Methanbildnern um Wasserstoff. Undissoziiertes H₂S ist ein Zellgift, wobei säurebildende Bakterien und hydrogenotrophe Methanbildner empfindlicher reagieren als die Hydrogensulfid-Produzenten selbst. Mit steigendem pH-Wert sinkt der Anteil an undissoziiertem H₂S (MUDRACK UND KUNST 1994, GERARDI 2003, SPEECE 2008, GALLERT ET AL. 2015).

Methan wird auf zwei Wegen gebildet: aus Wasserstoff, Kohlendioxid und Formiat sowie aus Acetat und Methylverbindungen. Die acetotrophen Methanbildner aus der Familie der *Methanosarcinaceae* gewinnen aus der Umsetzungsreaktion weniger Energie als die hydrogenotrophen Methanbildner aus H₂/CO₂, siehe Gleichungen 4 und 5. Ferner sind sie phylogenetisch sehr viel breiter vertreten als die Acetatverwerter (GALLERT ET AL. 2015).

Edukt: Acetat



Edukt: Hydrogencarbonat, Wasserstoff



Die Methanbildner haben als Archaeen einen anderen Zellwandaufbau als Eubakterien und reagieren nach MADIGAN (2011) empfindlicher auf die Salzkonzentration des Mediums, auf Ammoniak sowie Toxine und Antibiotika. Zunehmende Säure- und Ammoniakkonzentrationen beeinträchtigen den Stoffwechsel acetotropher Methanbildner früher als den der hydrogenotrophen Spezies (KARAKASHEV ET AL. 2006, LINS ET AL. 2010). Untersuchungen von HORI ET AL. (2006) zeigen, dass aber auch innerhalb der hydrogenotrophen Bakteriengruppen Unterschiede in der Sensitivität auf kurzkettige Fettsäuren bestehen.

Nach GALLERT (2003) und SCHERER ET AL. (2009) ist für eine effektive Methansynthese einer heterogenen Biomasse bei latent sich ändernder stofflicher Zusammensetzung, was sich wiederum in variablen Intermediatanteilen ausdrückt, eine Mischkultur aus acetotrophen und hydrogenotrophen Methanbildnern erforderlich.

2.3 Kenngrößen und Parameter

Im Verlauf des mikrobiellen Abbaus von Biomasse ändern sich deren Zusammensetzung und Eigenschaften. Diese Veränderungen werden ebenfalls und zeitgleich durch Betriebs-einstellungen beeinflusst. Aufgrund der komplexen Interaktionen ist es daher notwendig, den Kenntnisstand der für die Untersuchung wesentlichen Kenngrößen und Parameter in notwendiger Tiefe nachfolgend zu erörtern.

2.3.1 Feuchtegehalt

Biomasse besteht aus festen und gelösten organischen sowie aus anorganischen Verbindungen (Asche). Die feste organische Substanz liegt zum Teil stückig und zum Teil partikulär suspendiert vor. Im wässrigen Milieu zersetzen Mikroorganismen in Gärungsprozessen die polymere organische Substanzstruktur, um ihren Energie- und Baustoffwechsel aufrecht zu erhalten. Dabei ist nur der Teil der Biomasse nutzbar, der enzymatisch katalysiert gelöst werden kann. Viele physikalische und biologische Eigenschaften von Zellbestandteilen beruhen auf Wechselwirkungen mit Wasser. Die Ursache ist dessen Polarität und die Eigenschaft der Wasserstoffbrückenbildung. Diese beeinflusst entscheidend unter anderem die Enzymkatalyse (NELSON ET AL. 2005).

In wässriger Lösung vorliegende Verbindungen enthalten Zucker und Nährsalze. Ist deren Konzentration außerhalb der Zelle höher als im Zellinnern, entsteht ein osmotisches Druckgefälle nach außen. Die Zellmembran verhindert in einem gewissen Ausmaß, dass Wasser entlang des Konzentrationsgefälles nach außen fließt, infolgedessen die Zelle entwässern würde. Bei gegebener Salzfracht, die dem Gärsystem zugeführt wird, sinkt mit steigendem Wasseranteil deren Konzentration. Die meisten Bakterien haben einen

massebezogenen Wasseranteil von 70%, können sich aber über einen weiten Bereich dem hydrostatischen Druck des sie umgebenden Milieus anpassen. Sie sind osmotolerant. Mit zunehmender osmotischer Druckdifferenz verringert sich aber die Diffusionsrate durch die Cytoplasmamembran. Wasser dient in diesem Zusammenhang zur Verdünnung (SCHÖN 1999).

Untersuchungen von DOEDENS (1989) am künstlichen Deponiekörper zeigen, dass anaerobe Prozesse bei einem Wassergehalt von weniger als 30 % gehemmt werden sowie unter 15 % nicht mehr stattfinden. Er kommt zu dem Ergebnis, dass ein Wassergehalt > 40 % optimal ist. Für den Bereich zwischen 20 % und 83 % Wasseranteil stellten ferner HAARSTRICK UND HEMPEL (2003) eine lineare Zunahme der Methanbildungsrate r_{CH_4} fest.

$$r_{CH_4} = \frac{Q_{CH_4}}{V_R} \quad \left[\frac{m^3}{m^3 \cdot d} \right] \quad (6)$$

Die Methanbildungsrate r_{CH_4} , synonym mit Methanproduktivität, ist der Quotient aus der Methanmenge Q_{CH_4} ($m^3 d^{-1}$) und dem Volumen des Reaktionsraumes V_R (m^3).

Bei kontinuierlich betriebenen und voll durchmischten Fermentern beträgt nach KALTWASSER (1980) die Substratfeuchte 91 bis 98 %. Nach Auffassung von SCHOLWIN ET AL. (2009) ist Biomasse mit weniger als 60 % Wasseranteil für die Vergärung zu befeuchten.

Um den optimalen Wasseranteil für ein Anaerob-System bestimmen zu können, müssen weitere Faktoren hinzugezogen werden. Soll die Biomasse als Suspension behandelt werden, wird der Mindestanteil Wasser durch hydraulische Eigenschaften der Suspension (Viskosität), geometrischen und mechanischen Faktoren (Behälterform und Bauart der Rührereinrichtung), Kinetik der anaeroben Nahrungskette, Stoffkonzentrationen (H^+ -Ionen, Säuren, Salze) sowie Aspekte der Energieeffizienz bestimmt (HENZE ET AL. 1995).

Bei der getrennten Führung der festen und flüssigen Phase hingegen sind neben den Stoffkonzentrationen und der Kinetik der Gasbildung vor allem die Struktur und deren Veränderung der festen Phase (Wasserhaltevermögen, Wasserzügigkeit) über die Zeit und der Gradient des Wasseranteils von Bedeutung (STILLER UND MOHR 2007).

2.3.2 Temperatur

Nach SCHLEGEL (1992) vermehren sich die meisten boden- und wasserbürtigen Bakterien am raschesten zwischen 20 und 42 °C. Die Substrattemperatur beeinflusst direkt die Stoffwechselaktivität der Mikroorganismen, vor allem Enzymaktivität und –reaktionen, die mit steigender Temperatur zunehmen. Umgekehrt reduziert sich bei Absenkung der Temperatur um 10 K, in Anlehnung an die *Arrhenius*-Gleichung, die Bakterienaktivität nach BÖHNKE ET AL. (1993) um 50%.

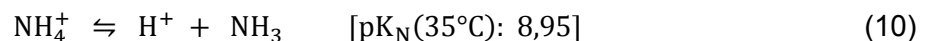
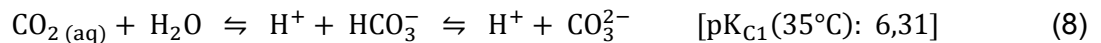
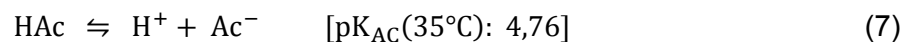
Der Einfluss der Temperatur auf die Aktivität hydrolytisch fermentativer Bakteriengruppen ist nach GERARDI (2003) und SPEECE (2008) nicht so ausgeprägt wie auf methanbildende Spezies, besonders bei Vorliegen rasch fermentierbarer Verbindungen wie z.B. Glucose.

Je komplexer die Kohlenstoffverbindungen, je größer der Bedarf an Exo-Enzymen und je weniger Oberfläche die Matrix bietet, desto langsamer verläuft nach GALLERT ET AL (2015) die Hydrolyse. Durch Erhöhung der Gärtemperatur kann die Geschwindigkeit des Abbaus wesentlich beschleunigt werden. So weist ZIELONKA (2013) nach, dass bei Gras als ein schwierig abbaubar angesehenes Substrat unter 55 °C und 25 Tagen Verweilzeit der oTS-Abbaugrad 83 % beträgt, unter 35 °C nur noch 72 % und unter 25 °C lediglich 52 %.

2.3.3 pH-Wert und Pufferkapazität

In einem Fermenter stellt sich ein pH-Wert als Folge mehrerer Gleichgewichtsreaktionen ein. Das sind reversible chemische Reaktionen, bei denen in Abhängigkeit der Stoffkonzentration und der Temperatur bei der Umwandlung von Edukten in Produkten zeitgleich eine Rückreaktion stattfinden kann. Die beteiligten Substanzen liegen im Gleichgewicht vor, also in jeweils konstanten Konzentrationen. Bei der anaeroben Vergärung treten Gleichgewichtsreaktionen schwacher Säuren und Basen auf. Dies sind undissoziierte und gelöste organischen Säuren, Kohlensäure, Schwefelwasserstoff, Ammonium und die Eigendissoziation von Wasser.

Einbasige organische Säuren bilden ein Gleichgewicht mit dem Anion der Säure, Kohlensäure mit Carbonat, Ammonium mit Ammoniak, Schwefelwasserstoff mit Sulfid, siehe nachfolgende Gleichungen (GALLERT ET AL 2015).



Der pK-Wert definiert den Punkt, an dem eine Säure in gleicher Konzentration mit ihrer Base vorliegt.

Die dissoziierten Verbindungen stehen im Gleichgewicht mit ihrer ungelösten Form, bzw. mit dem jeweiligen Partialdruck der Gasphase. Steigt die H^+ -Ionen-Konzentration, steigt z.B. der Kohlendioxidgehalt, analog H_2S -Gehalt, solange, bis kein Carbonat (analog Sulfid) mehr in Lösung vorliegt, erst dann sinkt der pH-Wert. Je größer die Konzentration puffernd wirkender Substanzen (synonym Alkalität) ist, desto größer ist die Systemtoleranz hinsichtlich der H^+ -Ionen-Konzentration. Alkalität ist nach GALLERT ET AL (2015) die Differenz aller Kationen und der vollständig dissoziierten Anionen.

Der Metabolismus von Einzellern wie auch höher organisierter Lebewesen wird durch Enzyme katalysiert. Die Enzymaktivität hängt vom pH-Wert des Mediums ab. Während bei acidogenen Bakterien bei einem pH-Wert > 5 bereits eine ausreichende Enzymaktivität vorhanden ist, benötigen methanogene Spezies einen pH-Wert von mindestens pH 6,2. In einstufigen anaeroben Systemen muss eine Spanne zwischen pH 6,8 und 7,5 (GERARDI 2003, KROISS UND SVARDAL 2015), bzw. zwischen pH 6.5 und 8.2 (SPEECE 2008) eingehalten werden.

Nach HORI ET AL. (2006) beeinflusst der Milieu-pH-Wert direkt die phylogenetische Zusammensetzung der Bakterienpopulation.

Im Feststoff, der einem Gärraum zugeführt wird, sind je nach Substratart und vorab stattgefundener Abbau- bzw. Konservierungsprozesse (z.B. Silierung), bereits Spaltprodukte wie organische Säuren u.a. enthalten. Im Verlauf der Gärung (gemischte Säuregärung) entstehen weitere (BRAUN 1982).

Der hier skizzierte pH-Wert-senkende Vorgang wird bei ausgeglichener Stoffbilanz von Edukten – Intermediaten/Reaktanten – Produkten durch pH-Wert-steigernde Reaktionen egalisiert. Diese sind zuvorderst der Abbau organischer Säuren in der Acetogenese und Methanogenese sowie der Mineralisierung von organisch gebundenem Stickstoff zu Ammoniak.

Die Stoffwechselleistung der Propionat und Acetat verwertenden Bakterien, bspw. *Acetobacterium*, *Clostridium*, *Eubacterium* und acetoklastische Methanbildner, ist häufig der limitierende Schritt (MADIGAN 2011). In Folge dessen reichern sich Propion- und Essigsäure an. Übersteigt die Säurekonzentration die Ammoniumhydrogenkarbonat-Basizität fällt der pH-Wert (= Zunahme der H_2 -Ionenkonzentration). Die Veränderung beeinflusst die gesamte Biozönose, in diesem Fall die verursachenden, H_2 -produzierenden, Mikroorganismen am stärksten.

Der Energiegewinn der H_2 -Produzenten bei der Reduktion der Säuren hängt vom Wasserstoff-Partialdruck ab. Dieser kann nur auf einem niedrigen Niveau gehalten werden durch sofortigen Verbrauch in der Methanogenese durch u.a. *Methanobacterium*, *Methanothermobacter*, *Methanosarcina* (GALLERT ET AL. 2015). Die Methanbildner erhalten Energie und/oder Reduktionsäquivalente. Den fermentativen Bakterien wird H_2 entzogen, das ihnen einen höheren Energiegewinn aus der Reaktion in Form von ATP ermöglicht. Die H_2 -Übertragung erfolgt von Zelle zu Zelle. Das Ausmaß der räumlichen und zeitlichen Nachbarschaft (Symbiose) entscheidet die Transferrate (MADIGAN 2011).

2.3.4 Redoxpotential

Bei Stoffwechselvorgängen ist die Übertragung von Wasserstoff gleichbedeutend mit der Übertragung von Elektronen. Mit dem Redoxpotential wird das Ausmaß der Elektronenabgabe einer Verbindung oder eines Elements quantifiziert.

Molekularer Wasserstoff oder Wasserstoff einer kurzkettigen organischen Verbindung wird im Energiestoffwechsel der methanbildenden Bakterien in einer Oxidations-Reduktionsreaktion auf Kohlendioxid übertragen (=Carbonatatmung). CO_2 wird zu CH_4 reduziert, Wasserstoff wird gleichzeitig zu H_2O oxidiert. Diese Reaktion läuft nur bei einem negativen Redoxpotential ab. Das Redox-Potential der Prozessflüssigkeit muss kleiner -320 mV sein (GERARDI 2003). Nach GALLERT ET AL. (2015) benötigen Methanbildner für ihr Wachstum ein negatives Redoxpotential zwischen - 200 und - 400 mV, gemessen gegen eine Standard-Wasserstoffelektrode.

2.3.5 Konzentration suspendierter und gelöster organischer Verbindungen

Wie in Kapitel 2.3.3 beschrieben hat die Konzentration suspendierter und gelöster organischer Verbindungen, dazu zählen niedermolekulare Alkohole, vor allem aber niedermolekulare Carbonsäuren, einen wesentlichen Einfluss auf den anaeroben Abbauprozess.

Moleküle mit weniger als sechs Kohlenstoffatomen haben meist eine Siedetemperatur $< 100\text{ }^{\circ}\text{C}$, bei einwertigen Alkohol mit weniger als vier C-Atomen (Methanol, Ethanol, Propanol). Bei der Bestimmung der Trockensubstanz (TS) und anschließend des Glühverlustes (oTS) werden diese Stoffe nicht erfasst, sofern sie nicht in wässriger Lösung bereits dissoziiert vorliegen. Untersuchungen mit Güllen verschiedener Tierarten zeigen, dass bei pH 6 die flüchtigen Fettsäuren beinahe vollständig verdampfen, bei pH 9 als Ionen aber vollständig im Substrat verbleiben (DERIKX ET AL. 1994). Umgekehrt verhält es sich mit Ammoniak, das bei pH > 7 vollständig flüchtig ist.

WEISSBACH UND STRUBELT (2008a, 2008b) finden bei Mais- und Grassilage in allen Proben Essig-, Propion- und Milchsäure sowie Ethanol in Konzentrationen zwischen 0,02 und 0,1 % der Frischmasse, bzw. etwa 0,06 und 0,3 % des Trockensubstanzgehalts. Mit der Berücksichtigung dieser Stoffe kann der Umfang der stofflichen Umsetzung von Energiepflanzen präziser bestimmt werden (WEISSBACH, 2009).

Zur Beurteilung des labilen Gleichgewichts der anaeroben Nahrungskette werden die kurzkettigen Fettsäuren ($\text{C}_1\text{-C}_6$) als maßgebliche H_2 -Donatoren in der Prozessflüssigkeit bestimmt. Ferner ist die CSB-Bestimmung als Summenparameter mittlerweile, die Anwendungsbereiche der Anaerobtechnik übergreifend, etabliert (APELT 2013, MOELLER ET AL. 2013).

Flüchtige Fettsäuren

Die kurzkettigen Carbonsäuren mit bis zu sechs zentralen C-Atomen liegen in wässriger Lösung hochgradig dissoziiert vor. Nur der undissoziierte Anteil der kurzkettigen Carbonsäuren, bei pH $7 < 1$ %, wirkt abiotisch (KROISS 1986).

Nach GERARDI (2003) ist Essigsäure (CH_3COOH) mit annähernd 85 % Anteil an den flüchtigen Fettsäuren vorherrschend. Welche Säuren zu welchen Anteilen produziert werden, hängt von den Bakteriengruppen bzw. deren Stoffwechselwege ab (MUDRACK UND KUNST 1994).

Ist der H_2 -Partialdruck $> 10^{-4}$ bar, wird vorrangig Propionat, Butyrat und Ethanol gebildet. Diese Verbindungen werden nicht ohne einen weiteren Zwischenschritt methanisiert. Propionat wird als das am schwierigsten abbaubare Zwischenprodukt angesehen. SPEECE (2008) fasst die Faktoren, die die Propionatkonzentration beeinflussen, zusammen: Acetat-, H_2 -Konzentration, pH-Wert, toxische Substanzen, Mangel an Mikronährstoffen sowie das enge thermodynamische Fenster Propionatoxidation. Wenn die Hydrolyserate der geschwindigkeitsbestimmende Schritt der gesamten Konversionskette in einem einstufigen Prozess ist, korreliert die Propionatkonzentration nicht mit dem pH-Wert, wie Untersuchungen von HU UND YU (2006) bei der Vergärung von Rohrkolben (*Typha sp.*) in einem Bereich von pH 5,8 bis 6,7 zeigen.

PULLAMMANAPPALLIL ET AL. (2001) folgern aus ihren Versuchen, dass Propionsäure nicht die Ursache sondern das Resultat einer Gärprozessesstörung ist.

Die Propionsäure und die Iso-Buttersäure werden als gute Indikatoren der Gärprozessesstabilität angesehen. Diese Verbindungen sollten in möglichst geringer Konzentration, besser unter der Nachweisgrenze, vorliegen (SCHOLWIN ET AL. 2009). Hier ist zu beachten, dass das Dissoziationsgleichgewicht vom pH-Wert abhängt. Nach Untersuchungen von KROISS (1986) zeigt eine Konzentration von $5 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ undissoziierter Propionsäure eine 50 % Hemmung der Methanbildung an. Bei pH 7 im Gärsubstrat liegt annähernd 0,6 % der Säure undissoziiert vor. Damit wird eine Propionsäurekonzentration von etwa $830 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ eine 50 % Hemmung hervorrufen. Erhöht sich der pH-Wert um 0,5 Prozentpunkte (pH 7,5) liegt noch 0,15 % der Säure in undissoziierter Form vor, die 50 % Hemmung wird erst bei der vierfachen Konzentration (etwa $3.330 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$) eintreten.

Damit die Methangärung insgesamt ungestört ablaufen kann, sollte die Essigsäurekonzentration $< 2 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ sowie die Gesamtkonzentration der flüchtigen Fettsäuren $< 8 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ betragen (KARTHIKEYAN UND VISVANATHAN 2013).

Chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)

Der Gehalt oxidierbarer Stoffe in der Fermentationsbrühe wird vorzugsweise mit dem CSB bestimmt, denn die durch Trocknen und Veraschen bestimmte oTS-Konzentration enthält nicht mehr die flüchtigen organischen Verbindungen.

Die Maßzahl ist $\text{mg O}_2 \cdot \text{l}^{-1}$, d.h. die äquivalente Menge Sauerstoff, die zur vollständigen Oxidation benötigt werden würde. Die Flüssigkeit besteht fast nur aus organischen Verbindungen, der Rest sind oxidierbare anorganische Stoffe. Die CSB-Bestimmung ist in der Abwasserbehandlung eine gängige Vergleichsmethode, um die Energiebilanz aufzustellen sowie die Abbauleistung eines Verfahrens direkt oder indirekt über die Methanmenge zu validieren (REINHOLD 2004, SCHERER 2008).

Der CSB besteht aus biochemisch abbaubaren und nicht abbaubaren, aber oxidierbaren Stoffen. Er besteht ferner aus einem partikulären sowie gelösten Anteil. Der gelöste CSB wird aus dem Filtrat, Trenngrenze $0,45 \text{ } \mu\text{m}$, bestimmt. Das Filtrat besteht aus den gelösten Stoffen sowie sehr kleinen Partikel, wie zum Beispiel einzelne Bakterien.

Makro- und Mikronährstoffe

In anaeroben Prozessen fließen in die Zellneubildung etwa 5 % der organischen Bestandteile des eingebrachten Substrates. Die wesentlichen Elemente zur Bildung von Zellbestandteilen sind neben C, O und H vor allem N ($\text{NH}_4^+ \text{-N}$), P ($\text{HPO}_4^- \text{-P}$) sowie S (SO_4^{2-}).

Stickstoff wird von den Mikroorganismen vor allem zur Proteinsynthese benötigt. Phosphor ist im Zellstoffwechsel das zentrale Element des Wasserstoff-Carriers NADP sowie des Energieüberträgers ATP, ferner als Polyphosphat einer der Energiespeicher der Zelle. Schwefel wiederum ist ein essentieller Bestandteil wichtiger Aminosäuren sowie ein elementares Element für das Wachstum methanogener Mikroorganismen (MADIGAN ET AL. 2011).

Die Verteilung der Elemente kann nach SPEECE (2008) aus der empirischen Summenformel einer Bakterienzelle: $\text{C}_2\text{H}_7\text{O}_2\text{N P}_{0,06}\text{S}_{0,1}$, abgeleitet werden. Nach GERARDI (2003) besteht die Trockenmasse einer Zelle aus 50 % C, 20 % O, 12 % N, 8 % H, 2 % P sowie je 1 % S und K.

Häufig enthalten die zugeführten organischen Substrate ausreichend Makronährstoffe. Der Nährstoffbedarf variiert je nach Bakterienart, dessen Stoffwechselintensität sowie stoffliche Zusammensetzung des Substrats (MUDRACK UND KUNST, 1994, GALLERT ET AL., 2015).

Nach WEILAND (2010) ist ein Elementverhältnis C/N/P/S von 600/15/5/1 im Ausgangssubstrat ausreichend.

Mit zunehmender CSB-Fracht, analog oTS-, TOC-Fracht, steigt der Bedarf an Stickstoff und Phosphor (GERARDI 2003). Bei hoch belasteten Anaerob-Prozessen sollte nach SPEECE (2008) das theoretische minimale CSB/N/P-Verhältnis 350/7/1 sein. Für nur gering belastete Anaerob-Prozesse reicht ein weites Verhältnis von 1000/7/1 aus. Dies wird mit einer geringeren Netto-Mikroorganismen-Synthese begründet.

Die wichtigen Mikronährstoffe für das Bakterienwachstum sind Fe, Ni, Co, Se, Mo und Wo (MUDRACK UND KUNST 1994). In DEMIREL UND SCHERER (2011) ist der spezifische Bedarf für viele methanbildende Spezies dokumentiert. FEHER ET AL. (2015) ergänzen die Aufzählung um die Elemente Cu, Zn und Mn.

Eisen ist ein Bestandteil vieler Enzyme, ferner reagiert Eisen mit Schwefel zu unlöslichem Eisensulfid. Nickel findet sich in der Zellmembran vieler Bakterien und in vielen Enzymen. Im Cofaktor F430 ist Nickel das Zentralatom und trägt damit entscheidend zu Methanbildung bei. Cobalt wird zur Vitamin B12-Synthese, die vor allem von Arten des Propionibakterium produziert werden. Selen spielt eine wichtige Rolle bei der Proteinsynthese. Molybdän ist essentiell für viele anaerobe Bakterien (JARRELL UND KALMOKOFF 1988).

Der optimale Versorgungsstatus der Biozönose mit Mikronährstoffen liegt nach OECHSNER ET AL. (2008) in folgenden Grenzen (Bezugsgröße ist 1 kg TS des Gärmediums): Eisen: 1,5 – 3,5 g, Nickel: 4 – 30 mg, Cobalt: 0,4 – 5 mg, Molybdän: 1 – 10 mg.

Hierzu geben CHOONG ET AL. (2016) zu bedenken, dass die einzelnen Metalle in unterschiedlichem Ausmaß für die Mikroorganismen verfügbar sind. Für die Elemente Fe, Zn, Ni und Co geben sie eine Bioverfügbarkeit von 67 %, 45 %, 53 % und 43 % der Gesamtmenge an. Nach Ansicht der Autoren besteht noch erheblicher Forschungsbedarf zur Bioverfügbarkeit der Spurenelemente, insbesondere in der Hydrolyse und Acetogenese.

FEHER ET AL. (2015) untersuchen dies am Beispiel von elf Ni-Verbindungen – anorganische, organische Verbindungen sowie Komplexe – auf ihren Einfluss auf die Biogasproduktion von Maissilage. Bei einer Steigerung der Raumbelastung von 2 auf 5 kg_{oTS}·m⁻³·d⁻¹ muss die Ni-Konzentration von 4 auf 10 mg·kg⁻¹_{TS} gesteigert werden, um die Propionsäurekonzentration niedrig zu halten. Darüber hinaus benötigen thermophile Prozesse eine um das 2,2 bis 7,8 fach höhere Spurenelementdosis im Vergleich zu mesophiler Betriebstemperatur (CHOONG ET AL. 2016).

2.4 Stand der Technik

2.4.1 Terminologie und Systematik

Stufen, Schritte und Phasen

Die Stufen oder Schritte des anaeroben Abbaus werden in der Literatur auch als Phasen bezeichnet, vor allem bei der Beschreibung einer räumlich-apparativen Trennung der Hydrolyse und Versäuerung von der Methanogenese (JARVIS ET AL. 1995, SCHOLWIN ET AL 2009, LEMMER 2011, ZIELONKA 2013, WEILAND ET AL. 2015). Dieser Terminus muss hier in Frage gestellt werden. Ferner lässt sich die zum leichteren und tieferen Verständnis der komplexen und dynamischen Abläufe vorgenommene Einteilung in Stufen in der Betriebspraxis nicht hinreichend trennen, weder die Bakteriengruppen noch die biochemischen Abläufe und Stoffwechselprodukte (LISSENS ET AL. 2001, VAVILIN 2003, SIEBER 2012, ZIELONKA 2013).

Im naturwissenschaftlich-technischen Bereich wird der Begriff „Phase“ in einem zeitlichen (Zeitspanne) oder stofflichen (Aggregatzustand) Kontext verwendet. Die Definition ist der DIN 1345 aus 1993, Grundbegriffe der Thermodynamik, zu entnehmen. Ein zentraler Aspekt dieser Arbeit ist der flüssige Anteil des Gärsubstrats, weshalb diese Definition angewendet wird.

Der Begriff wird im Weiteren zur Bezeichnung eines Stoffzustands, d.h. ein bestimmter abgrenzbarer Teil des Gärmediums mit gleichartigen chemisch-physikalischen Eigenschaften, benutzt, wie dies in der Literatur zu finden ist (LEHTOMÄKI ET AL. 2008, NIZAMI UND MURPHY 2011a, EDER UND KRIEG 2012, KUSCH 2013).

Trockenfermentation, Feststoff-Vergärung

Der Begriff „Trockenfermentation“ wird häufig genannt, wenn Biomasse mit einem Trockensubstanzgehalt $\geq 30\%$ eingesetzt wird (IEA BIOENERGY 1996, KERN ET AL. 2008, WEILAND 2006, LEMMER 2011). Dabei ist dieser Begriff irreführend, da Feuchtigkeit eine Grundvoraussetzung der Vergärung ist.

Analog zu SCHOLWIN ET AL. (2009) und FACHAGENTUR FÜR NACHWACHSENDE ROHSTOFFE (2013) wird im Folgenden deshalb der Begriff „Feststoff-Vergärung“ verwendet.

Systematik der Biogasverfahren

Die Anaerobtechnik ist in der Abwasserbewirtschaftung, Abfallbehandlung und in den letzten zwei Jahrzehnten verstärkt in der Energiewirtschaft etabliert, siehe Kapitel 1. Die Konzentrationsspanne organischer Bestandteile in den Edukten – bestimmt als CSB – beträgt dabei in etwa $0,6 \cdot 10^{-3} \text{ kg}_{\text{O}_2} \cdot \text{m}^{-3}$ (häusliche Abwässer), $2 - 8 \text{ kg}_{\text{O}_2} \cdot \text{m}^{-3}$ (Abläufe der lebensmittelverarbeitenden Industrie) (LANGE ET AL. 2015), $20 - 80 \text{ kg}_{\text{O}_2} \cdot \text{m}^{-3}$ (Gülle, Sickersaft) und $300 - 450 \text{ kg}_{\text{O}_2} \cdot \text{Mg}^{-1}$ (Küchenabfälle).

In allen Fällen, wenn auch aus verschiedenen Gründen, ist das Ziel, mittels Vergärung eine

möglichst hohe Abbaurate der organischen Fracht zu erreichen. Die technische Ausgestaltung, siehe Abb. 1, orientiert sich am Massendurchsatz, an Art und Anteil von Störstoffen, dem Absatz bzw. letztendlichen Verbleib der Gärreste sowie der Abwägung von Kosten und Erlösen. Abgesehen vom Gebot zur Gewässerreinhaltung sollte die Bereitstellung des Energieträgers Biogas im Sinne einer nachhaltigen Entwicklung mehr als kostendeckend erfolgen. Je höher der methanisierbare Anteil in der Biomasse und je niedriger dabei die Bereitstellungskosten sind, desto breiter sind die technisch-ökonomischen Möglichkeiten.

Die Feststoff-Vergärungsanlagen werden kontinuierlich oder diskontinuierlich (Batch-Betrieb) betrieben.

Bei den heute etablierten kontinuierlichen Verfahren der Feststoff-Vergärung von Bioabfällen werden die festen und flüssigen Substratbestandteile in Suspension gehalten (KERN UND RAUSSEN 2014). Es haben sich mehrere Varianten etabliert (SCHU UND SCHU 2007).

Bei den liegenden Pfpfenstromfermentern der Anbieter AXPO KOMPOGAS, CH-Baden, THÖNI Industriebetriebe, A-Telfs, und STRABAG Umwelanlagen, D-Dresden, wird vorab das frische Substrat mit Gärrest vermengt und dann über eine Kolbenpumpe in den Fermenter eingebracht. Der Behälterinhalt wird mit einer internen Rührereinrichtung gemischt um u.a. Verdichtungen zu verhindern.

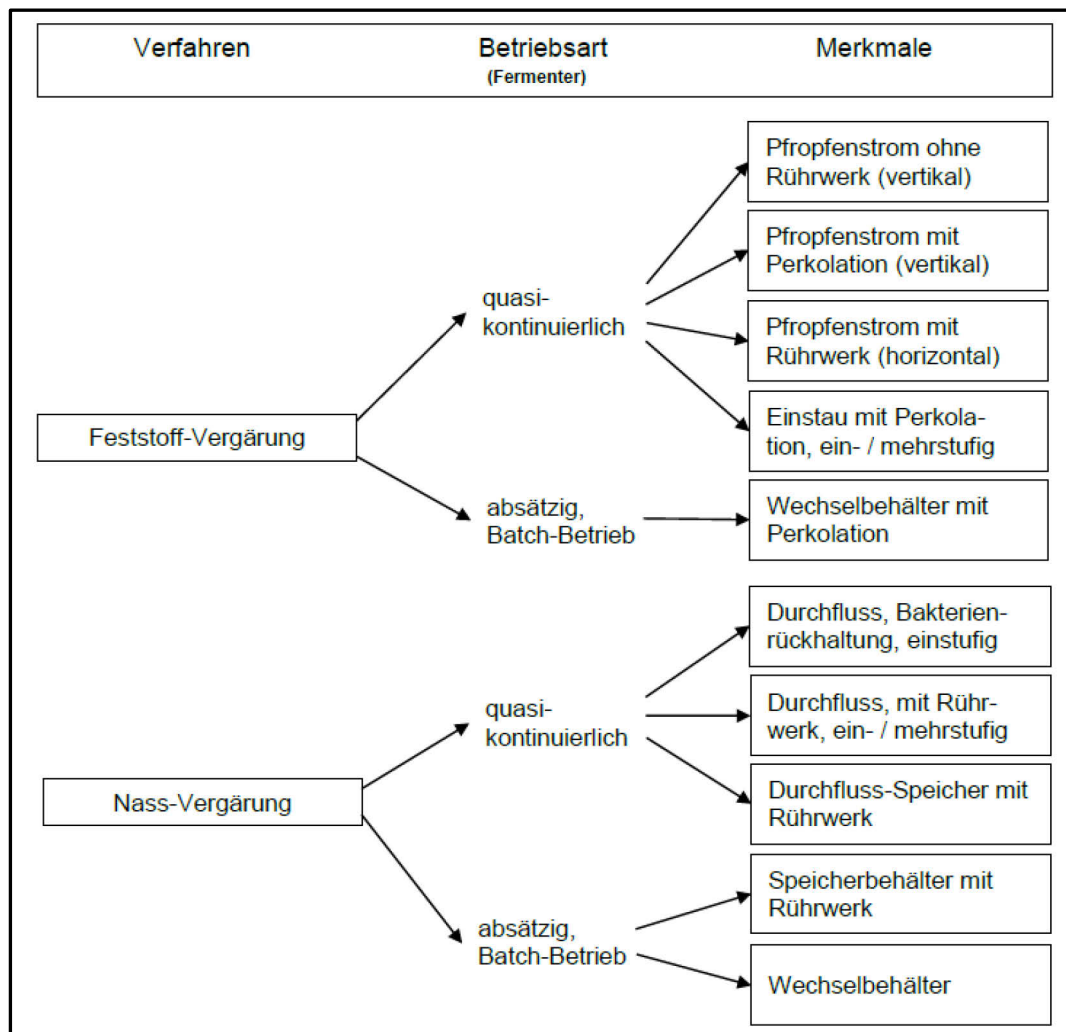


Abb. 1: Biogasverfahren und Merkmale, geändert nach EDER UND KRIEG (2012)

Im vertikalen Propfenstrom wird die zuvor mit Gärrest versetzte Biomasse von oben eingegeben und am Boden entnommen. Die vertikalen Gärbehälter des Anbieters DRANCO OWS, BE-Gent, haben keine interne mechanische Rührereinrichtung. Der vertikale Fermenter mit interner Trennwand des Anbieters VALORGA INTERNATIONAL, F-Montpellier, ist mit einer Gaseinpressung am Boden versehen.

Alle bekannten Batch-Anlagen-Systeme der Feststoff-Vergärung verfügen über eine Prozesswasserzirkulation (Perkolation), d.h. das feste Substrat liegt als Haufwerk im Gärraum vor (KERN UND RAUSSEN 2014).

Die Perkolation beschreibt im eigentlichen Sinne das Durchsickern von Flüssigkeit durch eine Feststoff-Matrix. Im mikrobiellen Zersetzungsprozess organischen Materials werden Flüssigkeiten gebildet, u.a. Säuren, Alkohole und Ketone. Sie sind mehr oder geringer konzentriert in wässriger Lösung. Stoffkonzentrationen, bspw. die Wasserstoff- und die Salzkonzentration, dürfen gewisse Grenzen nicht überschreiten damit zuletzt Methan, Kohlendioxid u.a. entstehen kann (ELEND ET AL. 2009, GALLERT ET AL. 2015).

Mittels Prozesswasser-Perkolation sollen lösliche Verbindungen, vorzugsweise organische Säuren, von den Feststoffen abgetrennt und für die Methanisierung verfügbar werden.

Die Perkolation kann in einem belüfteten Behälter mit nachgeschalteter Methanisierungsstufe durchgeführt werden (MÜLLER ET AL. 2002, SCHOBER ET AL. 2004, RÜHL 2008), vgl. Kap. 2.4.2, oder bereits zu Beginn unter Ausschluss von Sauerstoff (WESTPHAL 1994, LOOCK UND JAAR 1994). Aus dem zweitgenannten Vorgehen lassen sich die Grundstrukturen der heute am Markt befindlichen diskontinuierlichen perkolierten Feststoff-Vergärungsverfahren herleiten, vgl. Kap. 2.4.3 (WEILAND 2006, LIEBENEINER 2010).

2.4.2 Auswaschen und Auslaugen als Vorstufe zur Methanisierung

Berend J. Rijkens erhielt 1983 ein Patent für ein zweistufiges Perkolationsverfahren zur Behandlung von Bioabfall (PATENT US 4,400,195 1983). In der ersten Stufe wird der Ablauf aus der zweiten Stufe, einem UASB-Reaktor, mit einer Temperatur von 35 °C über dem Bioabfall versprüht. Über etwa fünf Tage kann eine CSB-Fracht von etwa 30 g_{O₂}·l⁻¹ im Eluat aus der Hydrolyse abgeführt werden. Innerhalb von 10 Tagen wird 75 % der CSB-Fracht im Bioabfall abgebaut. In Bremen wurde 1994 eine Pilotanlage mit einer Jahreskapazität von 3.000 Mg errichtet (WESTPHAL 1994). Die spezifische Biogasausbeute beträgt 40 – 50 m³·Mg⁻¹ Bioabfall. Bis zu 40 % der eingebrachten organischen Substanz werden abgebaut. Nach BOS UND WESTPHAL (1994) kann der feste Austrag aus der Hydrolyse ohne Zugabe eines Kohlenstoffträgers kompostiert werden. Ihrer Ansicht nach ist diese Technik prädestiniert als Vorschaltanlage in der Kompostierung.

Das Prinzip der temperierten Feststoff-Auslaugung mit nachfolgender Methanisierung wurde in zwei Richtungen weiterentwickelt: als Waschprozess, siehe Abb. 2, sowie als belüftete Hydrolyse, siehe Abb. 3. Die Waschverfahren werden hier nicht näher betrachtet.

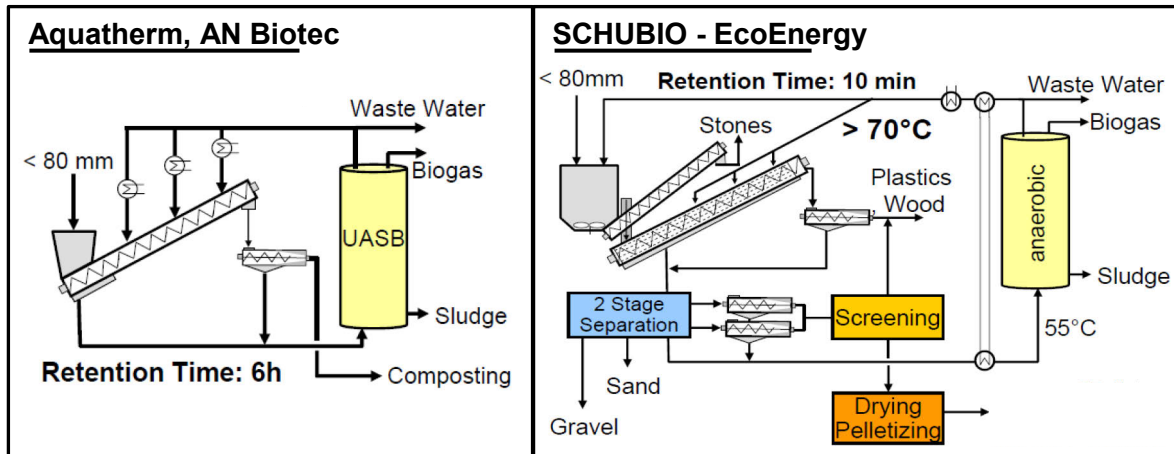


Abb. 2: Waschverfahren in der Bioabfallvergärung, geändert nach SCHU (2008)

Bei der Variante der integrierten Methanisierung und Kompostierung (IMK), Abb. 3 links, ist der Methanisierung in einem CSTR mit Schlammrückführung, HRT: 10 bis 14 d, eine intensiv belüftete Hydrolyse vorgeschaltet. Der Bioabfall wird mit Frischwasser auf eine TS-Konzentration von 20 bis 25 % eingestellt. Mehrere parallel angeordnete Schneckenförderer mischen den Behälterinhalt. Täglich einmal wird der bis auf 65 °C erwärmte Inhalt ausgetragen und die Flüssigkeit mit einem pH-Wert von 4,2 bis 4,5 über eine Schneckenpresse entzogen. Der Feststoff, mit einem TS-Gehalt von etwa 50 %, wird wieder mit Wasser befeuchtet zurückgeführt.

Die saure Auslaugung wird dreimal wiederholt. Feinpartikel im Prozesswasser werden über einen Hydrozyklon ausgeschleust, die Flüssigkeit dann kontinuierlich dem Methanreaktor zugeführt (GLADBACH 1995).

Mit geringerem technischem Aufwand können bestimmte Kompostierungsanlagen erweitert werden. Sickerwasser aus Rotteboxen wird vor der Wiederverwendung zur Mietenbefeuchtung in einer Anaerob-Stufe behandelt (PRECHTL UND FAULSTICH 2004).

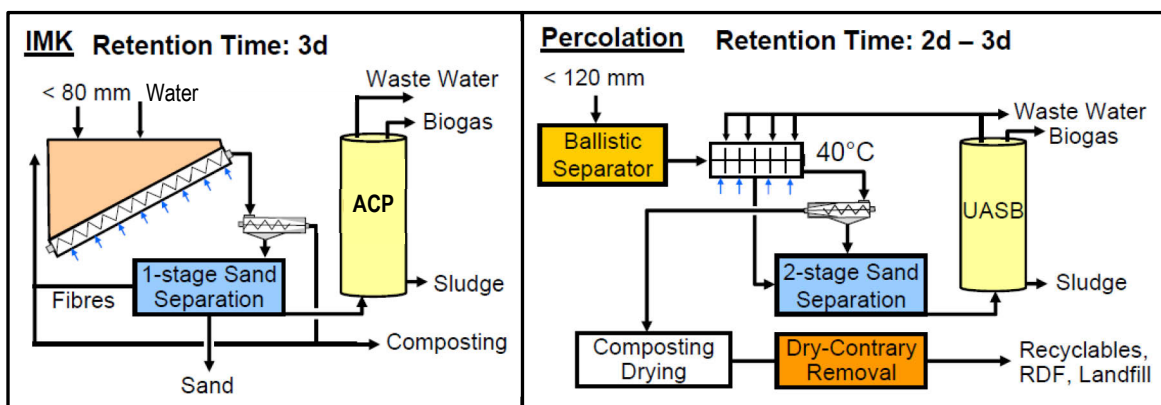


Abb. 3: Auslaugungsverfahren in der Bioabfallvergärung, geändert nach SCHU (2008)

Nach RÜHL (2008) hat das Sickerwasser aus befeuchteten Mieten in Rotteboxen eine CSB-Konzentration von im Mittel $50 \text{ g}_{\text{O}_2} \cdot \text{l}^{-1}$ (Messperiode: 8 Wochen), welche anaerob um 78 % reduziert wird. Der gelöste Anteil an CSB wird beinahe zu 100 % methanisiert.

Untersuchungen an der MBA Kahlenberg, dort wird ein Perkolator eingesetzt, vgl. Abb. 3: Auslaugungsverfahren in der Bioabfallvergärung, geändert nach SCHU (2008) rechts, zeigten über eine Beobachtungszeit von einem Jahr bei ähnlicher Fracht in etwa dieselbe CSB-Abbaurrate (RETTENBERGER 2005). Untersuchungen zur Perkolation von Restmüll in der belüfteten und temperierten Hydrolyse in einem weiteren Fall ergeben eine CSB-Konzentration von $34 \text{ g}_{\text{O}_2} \cdot \text{l}^{-1}$ sowie eine Konzentration an organischen Säuren (HAc) von $11,5 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ im Perkolat (SANTEN 2003). Der Ablauf aus dem Methanreaktor weist noch einen CSB-Gehalt von $2,1 \text{ g}_{\text{O}_2} \cdot \text{l}^{-1}$ und $14 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$ HAc auf.

In Versuchen stellten SANTEN ET AL. (2005) fest, dass bei Steigerung der Perkolatwasserzugabe von 1 auf $3 \text{ m}^3 \cdot \text{Mg}^{-1}$ Feststoff die CSB-Extraktion je Mg Input-TS um etwa 73 % zunimmt. Durch Erhöhung der Verweilzeit im Perkolator von 2 auf 4 Tage, steigt die CSB-Extraktion um 41 % auf $227 \text{ kg} \cdot \text{Mg}^{-1}$ Input-TS. Die Belüftung des Perkolators, der bei 36°C betrieben wird, bei einer Rate von $6 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ führt zum aeroben Abbau organischer Substanz in der Hydrolyse. Mit der Steigerung der Perkolatzugabe von 1 auf $3 \text{ m}^3 \cdot \text{Mg}^{-1}$ Feststoff kann der Verlust auf 4 % der Input-TS gesenkt werden (SANTEN 2007).

Auf die Druckbelüftung der Hydrolyse sowie auf den Einsatz eines Mischers wird beim Verfahren der GICON Bioenergie, D-Dresden, siehe Abb. 4, verzichtet (BUSCH UND SIEBER 2006).

Der Perkolator wird satzweise betrieben. Die Verweilzeit wird bei Maissilage auf 16 bis 20 Tage, bei Bioabfall auf 5 bis 7 Tage beschränkt, wobei Luft ungehindert Zutreten kann (offene, schwach aerobe Hydrolyse). Das Perkolat wird im Kreislauf über einen Pufferbehälter geführt und schwallweise auf der Biomasse-Schüttung verteilt. Die anschließende Dränung der Flüssigkeit zieht Luft in das Haufwerk. Der wiederkehrende Luftzutritt soll die Methanbildung wirksam unterbinden (BUSCH UND SIEBER 2006).

Die mit gelösten organischen Verbindungen angereicherte Flüssigkeit wird in einem Festbett-Reaktor (AF) zu Methan, bei einer CH_4 -Konzentration von bis zu 80 %, umgesetzt. Der Ablauf aus der AF-Stufe wird in den Perkolator zurückgeführt. Bei Versuchen mit Maissilage kann damit im Vergleich mit Frischwasser der CSB-Ertrag im Prozesswasser bei einer Verweilzeit

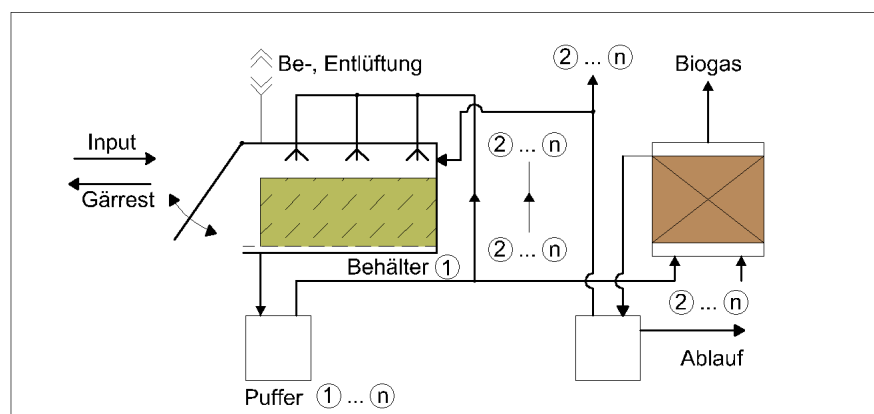


Abb. 4: Perkolierte offene Hydrolyse mit Anaerobfilter (GICON), nach Autor

von 10 Tagen von 300 auf 600 g_{O₂}·kg⁻¹_{oTS} Mais gesteigert werden. Der CSB-Gehalt im Prozesswasser kann bis auf 40 g_{O₂}·l⁻¹ angehoben werden.

Den Einfluss des Flüssigkeitsanteils in der intermittierend aeroben Hydrolyse untersucht SIEBER (2012) im Labor in Batch-Ansätzen mit Maissilage (CSB: 1.180 g_{O₂}·kg⁻¹_{oTS}). Unter Verwendung von Prozesswasser aus der Methanstufe und einem Verdünnungsverhältnis von 6,5 l·kg⁻¹_{oTS} Substrat können binnen 7 Tagen 45 % des Input-CSB in die Flüssigkeit übertragen werden, bei pH 4,5 und 10 g·l⁻¹ HAc. Bei zehnfach höherem Verdünnungsverhältnis können in derselben Zeit 75 % der CSB herausgelöst werden, bei pH 6 und 1 g·l⁻¹ HAc. Ab einem Rücklaufverhältnis > 20 l·kg⁻¹_{oTS} Substrat·d⁻¹ steigt die Ausbeute nach 24 Stunden nicht weiter an. Er stellt ferner fest, dass eine Hydrolysetemperatur > 30 °C in seinen Versuchen keine höhere CSB-Transferleistung erbringt.

SIEBER (2012) untersucht ferner den Einfluss der Verteilung des Prozesswassers aus der Anaerob-Stufe bei drei jeweils um sechs Tage versetzt betriebenen Hydrolysereaktoren und Variation des Verhältnisses des Rücklaufs aus der AF-Stufe in den Perkolator: $Q_{\text{Rücklauf}} \cdot \text{kg}_{\text{oTS}}^{-1} \cdot \text{Input} \cdot \text{d}^{-1}$. Das Versuchssubstrat wird halbstündlich mit Perkolat beaufschlagt.

Die Perkolatgabe wird als Perkulationsverhältnis ausgedrückt:

$$P = \frac{\dot{V}_{\text{Perk.}}}{m_{\text{oTS, Input}}} \left[\frac{\text{l}}{\text{kg}_{\text{oTS}} \cdot \text{d}} \right] \quad (11)$$

Das Perkulationsverhältnis P ist der Quotient aus dem Perkolatvolumenstrom (l·d⁻¹) und der in den Perkolator eingebrachte oTS-Masse $m_{\text{oTS, Input}}$ (kg_{oTS}). Bei seinen Versuchen beträgt das Perkulationsverhältnis P : 240 – 287 l·kg⁻¹_{oTS}·d⁻¹ (SIEBER 2012).

Bei einer Verweilzeit der Maissilage von 18 Tagen in der Hydrolyse steigen die Transferraten von CSB, oTS und HAc mit zunehmendem Rücklaufverhältnis zunächst an, ab einem Verhältnis von > 8 l_{Rücklauf} kg⁻¹_{oTS, Input}·d⁻¹ nicht mehr. Die Flüssigkeit zunächst in dem Behälter mit dem „ältesten“ Substratstock zu verteilen und anschließend auf die in zeitlicher Reihe „jüngeren“ Behälter zu führen (Gegenstrom), erhöht die CSB-Ausbeute nur unwesentlich, die HAc-Ausbeute kann aber um 10 % im Vergleich zu der Gleichstromführung und um 25 % im Vergleich zur parallelen Beschickung aller Behälter gesteigert werden. Dies führt SIEBER (2012) auf die höhere Cellulasenaktivität bei geringerer Säurekonzentration des Rücklaufes zurück. In der Gegenstromkaskade nahm der pH-Wert des Prozesswassers ab. Bei Substraten mit einem hohen Anteil an schwer abbaubaren Biopolymeren (ADF) scheint diese gezielte Prozesswasserführung die Hydrolyseleistung zu steigern.

Vergleichende Systemuntersuchungen mit Roggen-Ganzpflanzensilage zeigen, dass in der offenen Hydrolyse bei 55 °C Prozesstemperatur im Vergleich zu einer gasdichten Variante der CSB-Abbaugrad von 68 % auf 74 % gesteigert werden kann, die Methanausbeute aber nur 35 % der geschlossenen Variante beträgt (SCHÖNBERG UND LINKE 2009).

2.4.3 Perkolierter Fermenter im diskontinuierlichen Betrieb

Es wurden Versuche durchgeführt, wobei auf eine Auslaugung löslicher Biopolymere durch Perkolation verzichtet wurde. Dieses diskontinuierliche sogenannte „Haufwerk-Verfahren“ unter Einsatz agrarischer Reststoffe erfordert die Beimengung eines erheblichen Anteils an Gärrest. Die Abbaurate ist viel zu gering, um einen wirtschaftlichen Betrieb zu ermöglichen (WEILAND 2004, JÄKEL ET AL. 2005). Diese Variante wird nicht weiter verfolgt.

Innerhalb der diskontinuierlichen Verfahren hat sich der Perkolationsfermenter, auch „Boxen-“, oder „Garagenfermenter“ bezeichnet, etabliert (WEILAND 2006, LIEBENEINER 2010, FRICKE ET AL. 2015). Dies trifft nach KERN UND RAUSSEN (2014) insbesondere bei der Verwertung von Bio- und Grüngut zu. Nach SCHOLWIN ET AL (2009) werden diese Systeme vorwiegend zur Vergärung von Festmist, fester Gewerbeabfälle und häuslicher organischer Abfälle eingesetzt. Anlagen mit satzweiser Vergärung unter Perkolation werden unter anderem angeboten von ARCADIS Heidemij Realisatie, NL-Waalwijk, BEKON Energy Technologies, D-Unterföhring, BIOFerm VIESSMANN Group, D-Schwandorf, Eggersmann Anlagenbau, D-Marienfeld, HELECTOR, D-Solms (TEN BRUMMELER 2000, SPRINGER 2009, STRIEWSKI 2009, ZIEREIS 2009).

In der Dekade 2000 wurden in Deutschland 21 derartige Anlagen neu errichtet, bei einem Zubau von insgesamt 4.855 Anlagen im selben Zeitraum, wie SCHULZE (2011) berichtet. In dieser Zeit sind bei perkolierten Feststoff-Vergärungsverfahren im Batch-Betrieb kaum fundierte Kenntnisse hinsichtlich eines effizienten Substrateinsatzes und Anlagenbetriebs vorhanden (SCHNELL 2002, FNR 2006). So berichten GRONAUER UND ASCHMANN (2003) von Betriebsproblemen, die auf eine unzureichende Perkolatverteilung sowie ein ungenügendes Wärmemanagement, beides aufgrund technischer Unzulänglichkeiten, zurückgeführt werden. Weitere entwicklungsbegleitende Forschungen betreffen die Auswirkungen der Mischung von frischem und ausgefaultem Substrat, die Möglichkeiten eines pH-Wert-Managements sowie Dichte- und Feuchtigkeitsverteilung im Gärsubstrat unter Perkolation (KUSCH ET AL. 2006, STILLER UND MOHR 2007).

Das im befahrbaren Behälter aufgeschichtete Material wird, nachdem der Behälter dicht verschlossen ist, mit Perkolat berieselt, das Eluat am Boden und je nach Hersteller auch über die Wand erfasst und über einen Zwischenspeicher demselben Behälter, oder weiteren zeitlich versetzt betriebenen, oben über Sprühdüsen wieder zugeführt, siehe Abb. 5.

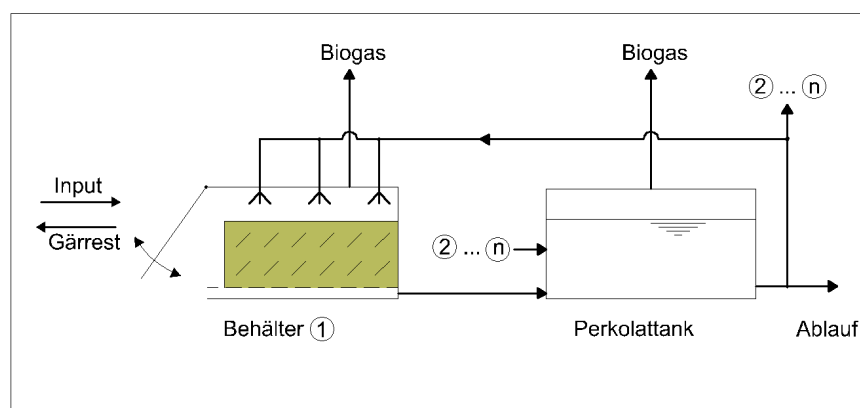


Abb. 5: Wechselbehälter-Verfahren mit Perkolation, nach Autor

Mit der Perkolutionsflüssigkeit werden suspendierte und gelöste organische und anorganische Partikel abwärts transportiert. Die Perkolation kann Lösungsvorgänge verbessern. Die Intensität der Perkolation ist eine zentrale Stellgröße für Stoffkonzentrationen und räumliches Zusammenwirken der immobilisierten Mikroorganismen.

Zur Verstärkung der Gaserzeugung besteht eine Anlage aus mehreren Perkulationsfermentern, deren Prozesswässer aber je nach Hersteller in nur einen Perkolattank abgeleitet werden.

Dies hat zur Folge, dass die Gärsubstrate mit unterschiedlich langer Verweildauer in den Behältern mit Perkolat ein und derselben Zusammensetzung befeuchtet werden (Mischberieselung). Nur das pro Tag und Behälter eingesetzte Volumen kann variiert werden (KUSCH ET AL 2006).

Zum Ende der Verweilzeit von vier bis acht Wochen, wird die Perkolation eingestellt. Das Gärmaterial entwässert statisch. Der Behälter wird belüftet und anschließend geräumt.

Bei Einsatz von Energiepflanzensilagen oder rasch versäuernden Substraten empfehlen SPRENGER ET AL. (2006), die Edukte mindestens zu gleichen oTS-Anteilen mit Gärresten vor der Einbringung zu mischen. Ferner sollte für einen Ansatz mindestens ein Perkolatvolumen, das dem Fermentervolumen entspricht, zur Verfügung stehen.

Eine Datenerhebung bei 11 Anlagen eines Herstellers, die Abfälle aus der Landwirtschaft und Energiepflanzen einsetzen, ergibt massebezogene Mischungsverhältnisse Gärrest / Frischsubstrat zwischen 1,5 / 1 und 2,5 / 1 (BUNDESFORSCHUNGSANSTALT FÜR LANDWIRTSCHAFT ET AL. 2007).

Bei Untersuchungen an der Pilotanlage *Pirow* wurde ein Perkolatverhältnis P von $20,4 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, Substrat}} \cdot \text{d}^{-1}$ eingesetzt, vgl. Gleichung 14. Die Flüssigkeitsaustauschrate r_{FL} , vgl. Formel 12, im Perkolattank lag bei etwa $7 \cdot \text{d}^{-1}$ (LINKE ET AL. 2006).

$$r_{FL} = \frac{\dot{V}_{Perk.}}{V_{Perk.ges}} \quad \left[\frac{\text{l}}{\text{l} \cdot \text{d}} \right] \quad (12)$$

Die einstufige satzweise Vergärung von Bioabfall unter Perkolation untersuchten VEEKEN UND HAMELERS (2000b). Aus den Resultaten stellen sie ein Modell u.a. zur Abschätzung des Einflusses der Perkulationsintensität auf. Bei Mischung zu gleichen Teilen von Bioabfall und Gärrest (massebezogen) zeigt sich im Versuch bei einem Perkulationsverhältnis von $0,44 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, Bioabfall}} \cdot \text{d}^{-1}$ eine um 5 bis 10 Tage verzögerte Methanbildung. Im Modell erhöht sich bei einer Steigerung des Perkulationsverhältnisses von 4,4 auf $44 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, Bioabfall}} \cdot \text{d}^{-1}$ die Hydrolyserate um etwa das 15-fache. Damit die dabei gebildeten organischen Säuren nicht umgekehrt die Hydrolyse negativ beeinflussen, empfehlen sie bei einstufiger satzweiser Vergärung unter Perkolation zu Beginn ein niedriges Perkulationsverhältnis, das mit zunehmender Verweilzeit gesteigert werden soll. Dies bestätigen die Untersuchungen von VAVILIN ET AL. (2003). Ferner verweisen sie darauf, dass eine zweite Stufe zur getrennten Methanisierung der Zwischenprodukte die Raum-Zeit-Ausbeute des Gesamtsystems wesentlich steigern könnte.

Welche Auswirkungen das Perkulationsmanagement bei der satzweisen Vergärung von Maissilage, gemischt mit Gärrest und Strukturmaterial, in Anteilen zu 25 bzw. 15 % am Gesamtinput zeigt, untersuchen KUSCH ET AL. (2012). Bei hohem Maisanteil und kontinuierlicher Umwälzung (P ca. $1.630 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, Substrat}} \cdot \text{d}^{-1}$) stagniert über etwa 20 Tage der pH-

Wert bei $< \text{pH } 6$ sowie die flüchtigen Fettsäuren bei $> 30 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$. In dieser Zeitspanne ist eine sehr geringe Methanproduktion zu verzeichnen. Auch bei niedrigem Maisanteil kann im Vergleich zu diskontinuierlicher Perkolation ($P = 67$ und $33 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{OTS, Substrat}} \cdot \text{d}^{-1}$) kein Unterschied in der CH_4 -Produktion beobachtet werden. Daraus schließen sie, dass bei ausreichender Alkalität des Systems, insbesondere in einem pH-Wert-Bereich von pH 6,8 bis 7,5, die Höhe der Perkolation keine Rolle spielt (KUSCH ET AL. 2012).

Zusammenfassend kann festgehalten werden, dass in der satzweisen Vergärung auf die Dynamik der H_2 -Produktion zu achten ist, um Verzögerungen im Stoffumsatz zu vermeiden. Wenn während der Initialphase der Substratstock nicht belüftet wird, muss der Konzentration einfacher Zuckerverbindungen eine ausreichende Pufferkapazität im System und proximale Populationsdichte an Methanbildnern gegenübergestellt werden (JHA ET AL. 2013). Zu einem späteren Zeitpunkt des Ansatzes kann durch Intensivierung der Perkolation die Hydrolyserate erhöht werden (VAVILIN ET AL. 2003).

Die Perkolation durch Einstau von Prozessflüssigkeit zu ersetzen, wird von LINKE ET AL. (2006) an einer Pilotanlage sowie im Labor untersucht. Der Substratstock in der ersten Stufe wird von unten nach oben durchströmt. Der angereicherte Ablauf wird in einer zweiten Stufe (AF) zu Methan umgesetzt und dadurch abgereichert. In etwa $2/3$ der Methanausbeute werden in der zweiten Stufe gebildet. Die Gesamtmethanausbeute aus Maissilage von $0,34 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{OTS}}$ ist vergleichbar mit Nassvergärungsanlagen (LINKE ET AL. 2006). Das sogenannte „Einstau-Verfahren“ wird seitdem nicht weiter verfolgt.

2.4.4 Perkolierter Fermenter im kontinuierlichen Betrieb

Wie in Kapitel 2.3.1 beschrieben muss trockene Biomasse zur raschen Initiierung der Abbauvorgänge befeuchtet werden. KUSCH ET AL. (2012) empfehlen mindestens die Wasserhaltekapazität (Speicherfeuchte) des Haufwerks. Bei einer Mischung von Festmist und Energiepflanzen liegt die Speicherfeuchte nach KUSCH ET AL. (2012) bei etwa 85 %.

Im Gärprozess erhöht sich durch den Abbau der organischen Substanz der Wasseranteil. Wird wassergesättigtes Substrat zugeführt, sammelt sich überschüssiges Sickerwasser am Behälterboden und kann über den Substratstock perkoliert werden. Die Prozessflüssigkeit enthält hydrolytische acidogene Bakterien, im diskontinuierlichen perkolierten System vor allem *Spirochaetes*, wie auch Methanbildner, hier vor allem *Methanosarcinales* (SQUID 2008, KLOCKE ET AL. 2009, ABENDROTH 2015).

Das Zurückführen und Verteilen des Prozesswassers verbessert die Abbaukinetik, weshalb die Anacom-Pilotanlage für Festmist (TS: 16,5 bis 19 %) nachträglich mit einer Entwässerung des ausgetragenen Gärrestes sowie einer Perkulationsvorrichtung ausgerüstet wurde (BASERGA ET AL. 1994, SCHÄFER 2007).

Ebenso mit einer Perkolation ist die ATF-Pilotanlage für Bioabfall (TS 35 bis 50 %) ausgestattet, vgl. Abb. 6 (FISCHER ET AL. 1994). Beide Anlagen sind einstufig aufgebaut und kontinuierlich betrieben. Weitere Anlagen von diesem Typ wurden nicht realisiert.

Anaerob-Verfahren mit Perkolation

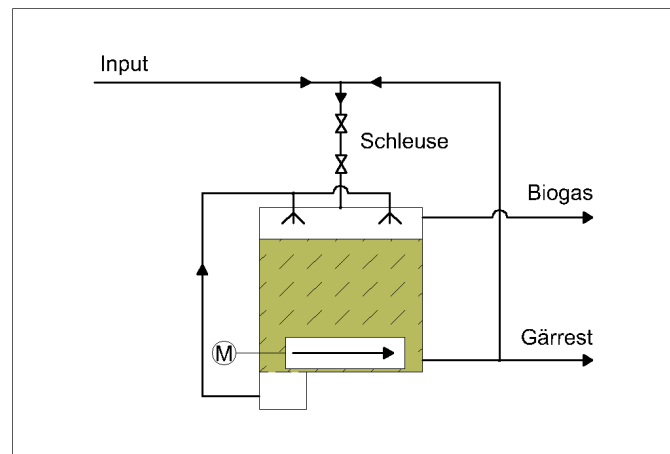


Abb. 6: ATF-Verfahren, nach Autor

LUO ET AL. (2014) verwenden eine Abwandlung dieses Designs im Labor für die Vergärung von Reisstroh. Das Stroh mit geringer Schüttdichte ($\approx 90 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$) und einer Korngröße von 1 bis 3 mm wird überstaut mit Prozesswasser. Dies ermöglicht der Einbau eines kegelförmigen Siebs im oberen Bereich des Reaktors mit 70 l Gesamtvolumen. An der Reaktorsohle muss der Gärrest von Hand entnommen werden.

Ein bezüglich der anlageninternen Transportvorgänge einfacheres Verfahren wird in China eingesetzt. Hier ist extern umgewälzte Prozessflüssigkeit das Transportmedium für die feste Biomasse. Das täglich erforderliche Flüssigkeitsvolumen beläuft sich in Abhängigkeit der Substrate auf das Ein- bis Mehrfache des Behältervolumens. Die Suspension, $\text{TS} < 8 \%$, wird nach MEI (2011) über mehrere Düsen im Dach des sogenannten *Vertical Plug Flow Digester* (VPF) auf die Schwimmschicht verteilt, vgl. Abb. 7.

Der Fermenterinhalt wird nicht gerührt. Das Prozessflüssigkeitsvolumen im Fermenter wird, da die Feststoffe eingeschwemmt werden, täglich mehrfach ausgetauscht. Im unteren Bereich des zylindrischen Behälterteils befinden sich verteilt mehrere Rohre, worüber die Suspension aus festen Gärresten sowie Prozessflüssigkeit ausgetragen wird.

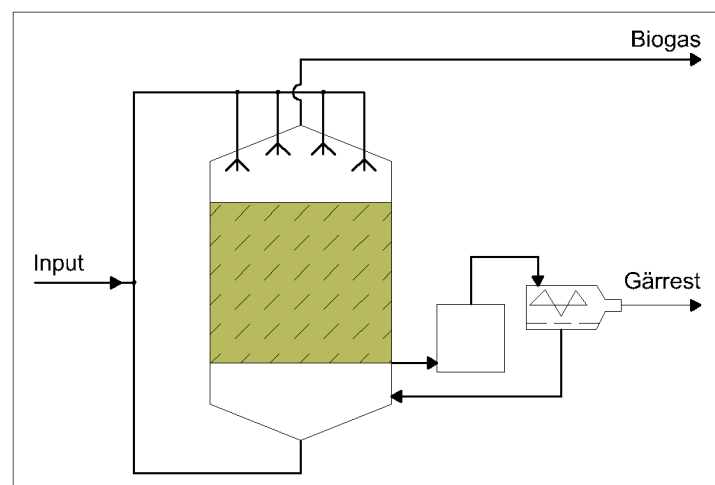


Abb. 7: Vertical Plug Flow Digester, nach Autor

Zum Erhalt der notwendigen Prozesswassermenge wird anschließend der Gärrest mechanisch entwässert (KRIEG UND HONG, 2013).

Das Sauter-Verfahren ist ebenfalls den kontinuierlich betriebenen Anaerob-Verfahren mit Perkolation zuzuordnen, siehe Abb. 8.

Biogasanlagen nach dem einstufigen Sauter-Verfahren werden seit 2007 realisiert (SAUTER BIOGAS, 2015).

Eine derartige Anlage besteht immer aus zwei Behältern, dem Fermenter und einem Speicherbehälter. Die Befeuchtung der Biomasse erfolgt über die Gärflüssigkeit, die unten am Fermenter abgezogen und mittels einer Pumpe über bewegliche Düsen gezielt auf der Oberfläche verteilt wird. Der Pumpendruck und der Winkel der Düse werden dabei variiert. Die tägliche Perkolatgabe liegt im Bereich von $1 - 10 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2}$ Oberfläche.

Das regelmäßige Aufbringen von Flüssigkeit verhindert eine Verfestigung der aufschwimmenden partikulären Biomasse. Die Flüssigkeit transportiert suspendierte und gelöste organischen Verbindungen von oben nach unten und quer zur Fließrichtung der festen Bestandteile.

Die Gärrestsuspension wird dem Eintragspunkt gegenüberliegend schwallweise mittels Schwerkraft in den Speicherbehälter abgelassen. Bei Bedarf wird über eine nachgelagerte mechanische Phasentrennung Flüssigkeit zurückgewonnen, die zum Erhalt der benötigten Menge an Prozessflüssigkeit im System eingesetzt wird.

Nach SAUTER BIOGAS (2015) wurden bisher in Deutschland über 25 Anlagen errichtet. Davon speisen 23 Anlagen eine Kraft-Wärme-Kopplung mit einer durchschnittlich installierten elektrischen Leistung von 347 kW (190 bis 760 kW_{el.}). An zwei Anlagenstandorten wird das Rohgas zu Biomethan aufbereitet, bei einem Durchsatz von 250 und 2.000 Nm³·h⁻¹.

Systemuntersuchungen mit wissenschaftlichen Methoden sind nicht bekannt, wie der Einfluss der Raumbelastung auf die Methanausbeute, der Einfluss der Perkolationsintensität auf Ausprägung und Eigenschaften der Schwimmschicht, auf die Perkolatzusammensetzung und der Methanbildung sowie tatsächliche Verweilzeit der Feststoffe im kontinuierlichen Betrieb.

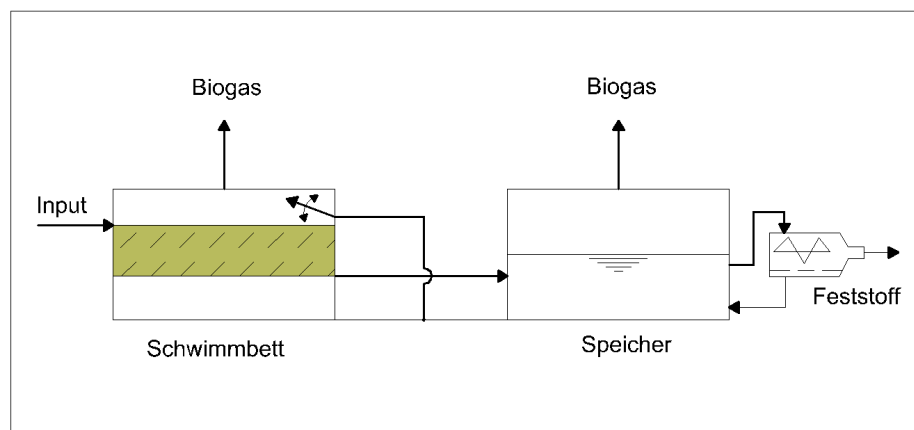


Abb. 8: Sauter-Verfahren, nach Autor

Bei den vorgenannten Bauarten handelt es sich um einstufige Systeme. LINKE ET AL. (2011) untersuchen ein zweistufiges Verfahren mit einem Gärkanal mit eingestauter Biomasse unter Perkolation sowie einem AF zur Abreicherung gelöster organischer Verbindungen in der Prozessflüssigkeit. Von diesem, am ATB entwickelten Verfahren, existiert bisher nur eine Laboranlage, siehe Abb. 9.

Dem Fermenter, in dem Biomasse eingestaut wird, ist ein Anaerob-Filter (AF) zugeordnet. Dort wird gezielt die organisch belastete Fermenterbrühe methanisiert. Der nachgeschaltete Festbettreaktor, siehe Kapitel 1, erlaubt höhere Raumbelastungen bei gleichzeitig hoher Methanausbeute (LINKE ET AL. 2011).

Das Perkolat wird am Reaktorboden abgezogen und über Düsen auf der Substratoberfläche verteilt. Um die Fracht an suspendierten und gelösten Verbindungen zu reduzieren wird ein Teil der Prozessflüssigkeit über den AF geführt. Der abgereicherte Rückstrom wird über den Eintrag zurückgeführt (großer Kreislauf).

Der entnommene Gärrest wird bei Bedarf entwässert, um den Flüssigkeitshaushalt im System in Grenzen aufrecht zu erhalten.

Zahlreiche Untersuchungen zu Methanausbeuten diverser Substrate und Betriebsparameter wurden bereits durchgeführt (SCHÖNBERG UND LINKE 2009, LINKE ET AL. 2010, SCHÖNBERG UND LINKE 2012a), die technische Umsetzung in der Praxis steht aber aus.

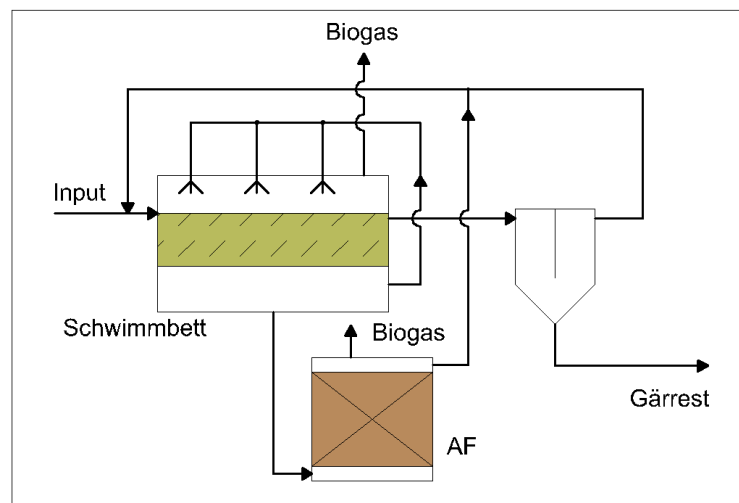


Abb. 9: Zweiphasiges Gärsystem, nach Autor

3. Zielstellung

Die Ziele der Untersuchungen waren:

- Entwicklung einer Versuchsanlage im Technikumsmaßstab, womit die spezifischen Betriebssituationen des Sauter-Verfahrens abgebildet und modelliert werden können
- Vergleich der Gasbildungskinetik bei Änderung von Prozessbedingungen, insbesondere:
 - Einfluss der Beladungsrate
 - Einfluss der Perkulationsrate
 - Wirkungen bei Aussetzen der Perkolation
- Charakterisierung der physikalischen und chemischen Eigenschaften des Perkolats bei verschiedenen Prozeßbedingungen und im Systemvergleich
- Vertiefung der Kenntnisse der Prozeßbiologie in Feststoff-Vergärungsverfahren durch systemanalytische Begleituntersuchungen
- Identifizierung geeigneter Vergleichsparameter von Verfahren mit Perkolation

4. Material und Methoden

Im Folgenden stehen ausschließlich Gärssysteme im Mittelpunkt, bei denen die festen und die flüssigen Substratbestandteile nicht gemischt im Fermenter anaerob behandelt wurden.

Im Einzelnen wurde die satzweise Vergärung von Mais- und Riedgras-Seggen-Silagen als Haufwerk, im Faulraum eingestaut, sowie ein- und mehrstufig im kontinuierlichen Betrieb untersucht.

4.1 Untersuchungsprogramm

In allen untersuchten Systemvarianten wurde die partikuläre Biomasse gezielt mit Prozessflüssigkeit beaufschlagt. Die feste Phase verweilte stationär bzw. quasi-stationär im Reaktionsraum. Der mobile Teil der flüssigen Phase durchströmte die Feststoff-Matrix abwärtsgerichtet in vertikaler Richtung.

Die Verfahren unterscheiden sich in prozesstechnischer und –kinetischer Hinsicht. Folgende Aspekte charakterisieren dies in erster Näherung, vgl. Tab. 1.

Tab. 1: Merkmale der Feststoff-Vergärungsverfahren mit Perkolation

Aspekt	Satzweise Vergärung in Wechselbehältern	Einstufiger kontinuierlicher Betrieb	Zweistufiger kontinuierlicher Betrieb
Initialisierung Abbauprozess	Mischung von Frisch- substrat und Impfmateri- al sowie Perkolat	Perkolat; Impfmateri- alzusatz grundsätzlich möglich	Perkolat; Impfmateri- alzusatz grundsätzlich möglich
Ort und Verteilung der Methanbildung	Überwiegend im Feststoff-Fermenter	Im Feststoff-Fermenter	Im Feststoff-Fermenter sowie im Anaerob-Filter (AF), variable Anteile
Gärsubstrat- feuchte	Abhängig von: Perkolathaltevermögen und Perkolationshöhe	Substrat schwimmt im Perkolat	Substrat schwimmt im Perkolat
Perkolat- verteilung	Stationäres Substrat – gesteuerte Perkolat- applikation über stationäre Düsen	Quasi-stationäres Substrat - gesteuerte Perkolatverteilung über bewegliche Düsen	Quasi-stationäres Substrat – gesteuerte Perkolatapplikation über stationäre Düsen
Perkolat- zügigkeit	Abhängig von: Substratstruktur, - stabilität, Verdichtungsdruck , Schwebstoffanteil	Abhängig von: Substratstruktur, Schwebstoffanteil	Abhängig von: Substratstruktur, Schwebstoffanteil
Ableitung Perkolat	Durch Dränung	Trennung durch Dichteunterschied	Trennung durch Dichteunterschied

Die drei Verfahren wurden in Laborversuchen vergleichend untersucht, wobei der Schwerpunkt auf dem Perkolat lag. Bei allen Ansätzen wurden Testsubstrate gleicher Art und Herkunft verwendet und bei gleicher Prozesstemperatur vergoren. Verweilzeiten, Beladungsraten und Perkulationsmanagement orientierten sich an in der Praxis üblichen Größen. Die Betriebsparameter wurden verfahrensspezifisch variiert, im Einzelfall in mehreren parallelen Ansätzen bzw. mit Wiederholung, siehe Tab. 2.

In Vorversuchen wurden Förder- und Taktvolumen der Perkolate sowie im einstufigen Einstau-Verfahren deren Verteilgenauigkeit ermittelt. Ferner wurde in Batchansätzen untersucht, welchen Raum die eingestaute Partikel-Schwimmschicht einnimmt. Mit diesen Ansätzen wurde ferner substratspezifisch Prozessflüssigkeit für die anschließenden kontinuierlichen Versuche gewonnen. In der Wiederholung der Ansätze wurden Veränderungen der Zusammensetzung und Eigenschaften der Flüssigkeit untersucht. Parallel dazu wurde in Flaschenansätzen das Methanbildungspotential der Testsubstrate festgestellt.

Für die Untersuchung des Wechselbehälter-Verfahrens wurden neun Versuchseinheiten eingesetzt. Daraus wurden drei Testreihen zu je drei Sets für die Nullprobe (Inokulum) sowie den beiden Testsubstraten, die mit festem Inokulum gemischt angesetzt wurden, gebildet. Das täglich im Kreislauf gepumpte Perkolatvolumen wurde innerhalb der Testreihen variiert. Der Ansatz wurde einmal wiederholt, die Lagerdichten und Stoffströme bilanziert.

Die Untersuchungen wurden ergänzt durch eine Betreiberumfrage auf Anlagen mit satzweiser Vergärung in Wechselbehältern, sowohl in der Abfallvergärung als auch in Anlagen mit landwirtschaftlichen Erzeugnissen und Reststoffen. Dabei handelte es sich um Bioabfälle nach BiomasseV, §2, Absatz 2, 4. sowie Substrate nach BiomasseV, §2, Absatz 2, 1.-3.

Der kontinuierliche Betrieb des einstufigen Einstau-Verfahrens wurde in vier neu entwickelten Testeinheiten untersucht, wobei für jedes Testsubstrat zwei Sets parallel betrieben wurden. In drei Ansätzen wurde die Beladungsrate variiert. Diese wurde über 40 Tage konstant gehalten. Innerhalb dieser Zeit wurde die tägliche Perkolataustauschrate nach jeweils 10 Tagen in drei Stufen geändert. Während des letzten Viertels der Zeit wurde unter Fortsetzung der täglichen Substratzugabe die Perkolation befristet eingestellt. Bei Erreichen kritischer Säurekonzentrationen bzw. pH-Werte wurde die Perkolation wieder in Betrieb gesetzt. Mit dieser Einstellung wurde untersucht, ob und in welchem Umfang damit die Gasproduktion gesteuert werden kann. Nach jedem Ansatz wurde ferner der Fermenterinhalt schichtenweise ausgebaut. Hier wurden Zusammensetzung und Stoffeigenschaften der partikulären Schwimmschicht näher bestimmt und ferner durch Abtrennen der flüssigen Anteil für den nächsten Ansatz erhalten. Auch bei diesen Ansätzen wurde eine Stoffstrombilanz aufgestellt.

Die vorgenannten Untersuchungen wurden ergänzt durch Daten aus der Praxis. Hierfür wurden Betriebsdaten einer Biogasanlage (Sauter-Verfahren) über ein Jahr erfasst und ausgewertet.

Das mehrstufige Einstau-Verfahren bestand aus einem Schwimmbettfermenter und einem Anaerobfilter (AF). Hier wurde ein Teilstrom der Prozessflüssigkeit (Perkolat) über den AF im Kreislauf geführt. Im AF ist die Anaerob-Biozönose auf Trägermaterial angesiedelt. Die Mikroorganismen verstoffwechseln gelöste Intermediate in der Prozessflüssigkeit zu den Endprodukten der gemischten Säuregärung und Methanatmung. Der Stoffumsatz findet in beiden Reaktoren statt (SCHÖNBERG UND LINKE 2012b). Die Aufteilung nach Stufe wurde in Abhängigkeit von der Beladungsrate sowie Perkulationsintensität untersucht.

Tab. 2: Untersuchungsplan der Verfahrensvarianten

Verfahrensvarianten	Wechselbehälter	Einstau, einstufig	Einstau + AF
Aspekte			
Testsubstrate	Riedgras-Seggensilage Maissilage		
Inokula (I.) 1. Ansatz: folgende Ansätze:	Gärrest Praxisanlage Aus Ansatz davor	Substratspezifisches Perkolat aus Ansätzen davor	Perkolat aus Ver- suchen mit ähnlichen Substraten
Anteil im Ansatz	1 / 1 (Bezug: FM)	2 / 1 (Bezug: oTS, nach VDI RL 4630)	
Voruntersuchungen	Perkolat: Ermittlung Volumenstrom	Batch-Tests: 2 · 40 d; Perkolat: Verteil- genauigkeit und gefördertes Volumen pro Takt; Substrate: Partikel- dichte im Einstau	Substrate: Methan- bildungspotential Batch-Tests nach (VDI RL 4630)
Gärtemperatur	38 °C		
Testsets, gesamt	9	4	2 (PF + AF)
Ansätze, Versuchsdauer (d)	2 2 · 28	4 4 · 80	1 320
Testreihen je Ansatz	I. Rg.S. M.S.	Rg.S. M.S.	Rg.S. M.S.
Sets je Testreihe	3 3 3	2 2	1 1
Beladungsvarianten	Beladungsrate: 1,5 - 2,5 - 3,5 - 4,5 [g _{oTS} · l ⁻¹ · d ⁻¹];		
Dauer je B.-Variante	40 d		80 d
Perkolations- varianten	Perkol.volumen/Tag: 0,5 - 3,0 - 7,0 [l/d]	Perkolat- austauschrate/Tag: 0 - 1 - 2 - 4 [d ⁻¹]	Perkolations-Intervall: 2 - 4 - 8 [h]
Dauer je P.-Variante	4 · 10 d		3 · 7 d, vor Ende einer Variante
Ergänzende Untersuchungen	Betreiberumfrage zum Perkolations- management	Betriebsdaten- erhebung an Praxis- anlage über 365 Tage	

PF: Plug Flow AF: Anaerobfilter FM: Frischmasse I.: Impfsubstrat; Rg.S.: Riedgras-Silage;
M.S.: Maissilage oTS: organische Trockensubstanz

Die parallelen Ansätze der Testsubstrate wurden in je einer Testeinheit durchgeführt. Die, analog zum einstufigen Einstau-Verfahren, vier Beladungsraten wurden über jeweils 80 Tage konstant gehalten. Sieben Tage vor Ende jeder Beladungsvariante wurde bei gleichem Volumenstrom des Perkolats sowie AF-Teilvolumenstrom die Perkolation im Schwimmbettfermenter in drei Intervallen variiert.

4.2 Mess- und Analysemethoden

Die Beschaffenheit der Riedgras-Seggen- und der Maissilage wurden anhand der Partikelgröße und -verteilung sowie der Schüttdichte bestimmt. Bei den Perkolaten wurde die dynamische Viskosität bestimmt, die Aussagen über das Fließverhalten ermöglicht, vgl. Tab. 3.

Zur Bilanzierung wurden bei den Substraten, Inokula, Perkolaten und Gärresten die Frischmasse, sowie der TS-, oTS-Gehalt, die Konzentrationen der Makroelemente: C, H, N und der CSB_{ges.} bestimmt. Bei den Perkolaten wurde zusätzlich der gelöste Anteil am CSB_{ges.} ermittelt. Dies sind alle mit Kaliumdichromat oxidierbaren Verbindungen, die entweder gelöst sind oder eine Partikelgröße < 0,45 µm aufweisen. Darunter fallen u.a. nicht aggregierte Mikroorganismen. Die Differenz zwischen CSB_{ges.} und CSB_{gel.} ist der partikuläre CSB-Anteil, das Retentat der Membranfiltration.

Die Systembilanzierung wurde anhand der Messung von Gas-Temperatur, -Druck und -Volumen sowie die analytische Bestimmung der Gasbestandteile: CH₄, CO₂, O₂ und H₂S, vervollständigt.

Tab. 3: Übersicht Analytik und Messungen

	Qualitative und quantitative Analytik und Messdaten
Medium	
Testsubstrate, fester Gärrest	Partikelgröße ¹⁾ , Schüttdichte ¹⁾ , Frischmasse, TS, GV, CHNSP-Analytik, Nährstoff-, S.E.-Gehalte, CSB _{ges.}
Inokula, Perkolate	Dynamische Viskosität ²⁾ , Frischmasse, TS, GV, CHNSP-Analytik, Nährstoff-, S.E.-Gehalte, CSB _{ges.} , CSB _{gel.} , Carbonsäuren, Alkalität
Biogas	Gasvolumen ^{3) 5)} , Gasbestandteile: CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , H ₂ S
Prozessparameter	
Fermenterinhalt	Füllstand und Höhe der Schwimmschicht ⁴⁾ ,
Gasphase	Temperatur, pH-Wert, Redox-Potential, Temperatur, Druck, Gasvolumen ⁴⁾

TS: Trockensubstanz GV: Glühverlust S.E.: Spurenelemente CSB_{ges.}: Chemischer Sauerstoffbedarf, gesamt CSB_{gel.}: Gelöste und partikuläre Stoffe ≤ 0,45 µm CH₄: Methan CO₂: Kohlenstoffdioxid O₂: Sauerstoff H₂S: Schwefelwasserstoff

¹⁾: Testsubstrate ²⁾: Flüssigkeiten ³⁾: Wechselbehälter-Ansätze ⁴⁾: Einstau, einstufig

⁵⁾Einstau+AF

Bei

den Testsubstraten und Inkokula wurden die Makroelemente P und S bestimmt. Mittels Elementaranalyse wurde der Gesamtstickstoffgehalt bestimmt und ferner photometrisch der Ammonium-Stickstoff ($\text{NH}_4\text{-N}$).

Da für die Stoffwechselaktivität der Mikroorganismen wichtig, wurden ferner Nährstoff- und Spurenelementgehalte (S.E.) der eingesetzten Stoffe analysiert.

Die versuchsbegleitenden Messungen und Analysen unterschieden sich bei den Verfahrensvarianten teilweise, wie nachstehend beschrieben.

Batch-Betrieb in Wechselbehälter

Bei jedem Set der Testreihen wurde je Ansatz dasselbe Volumen eingebracht. Durch Division der Einwaage durch das Volumen errechnet sich die Dichte des Haufwerks. Zum Ende der 28-tägigen Versuche wurden ebenfalls das Volumen des Haufwerks sowie dessen Masse bestimmt.

Die Gärtemperatur wurde kontinuierlich angezeigt und arbeitstäglich kontrolliert und vermerkt.

Das Biogas-Volumen in den Gas-Kissenspeichern wurde täglich gemessen. Hierbei wurde die Gaszusammensetzung analysiert. Die Gassensoren wurden vor jeder Bestimmung mit Prüfgas kalibriert.

Jeden zweiten Tag wurde der pH-Wert des Perkolats gemessen, welches danach dem Prozess wieder zugesetzt wurde. Jeweils zum Ende der Ansätze wurden der CSB-Wert sowie die Gehalte an FOS und TAC analysiert und die Leitfähigkeit gemessen.

Einstufiges Einstau-Verfahren

Während der Versuchsdauer wurde kontinuierlich die Fermentertemperatur, der pH-Wert, das Redox-Potential sowie die Gasbildung, -temperatur und -druck registriert und aufgezeichnet. Täglich wurde die Gaszusammensetzung analysiert und die Höhen der festen und flüssigen Schichten in den Fermenter gemessen und protokolliert. Einmal pro Woche wurde an jedem Fermenter eine Perkolatprobe gezogen, gewogen und untersucht.

Während der Versuche konnte die Schwimmschicht nicht beprobt werden. Daher wurde zum Ende eines jeden Ansatzes der Fermenterinhalt zu drei gleich hohen Schichtanteilen ausgebaut, die Masse sowie die Zusammensetzung bestimmt. Anschließend wurden die Gärreste in Feststoffe und Flüssigkeit getrennt. Die Flüssigkeit fand im folgenden Ansatz Verwendung. Damit konnte über die gesamte Versuchsdauer die substratspezifische Zusammensetzung und Eigenschaften des Perkolats verfolgt werden.

Zweistufiges Einstau-Verfahren mit Anaerobfilter (AF)

Kontrolliert wurde die Temperatur im Schwimmbettfermenter täglich mittels Handgerät. Im AF befand sich auf halber Behälterhöhe ein Temperatursensor. Hier wurde die Temperatur kontinuierlich aufgezeichnet.

Leitfähigkeit und pH-Wert wurden täglich vor Substratzugabe am Eintragsrohr sowie neben den seitlichen Abläufen in Bodenhöhe des Schwimmbettfermenters mit einem Handgerät gemessen. Dreimal pro Woche wurde eine Perkolatprobe entnommen und die FOS- und TAC-Gehalte analysiert.

Wöchentlich wurden die Flüssigkeiten aller Reaktoren beprobt. Dabei wurden TS, oTS, kurzkettige organischen Säuren, CSB, Makroelemente, Nährstoffe und Spurenelemente bestimmt.

Jeder Reaktor war an je einen Gas-Kissenspeicher angeschlossen. Das gesammelte Biogasvolumen wurde wöchentlich bestimmt und die Gaszusammensetzung analysiert.

4.3 Verwendete Substrate

In allen Laborversuchen wurden Biomassen derselben Herkunft verwendet. Die Inokula (I.S.) der jeweiligen Testreihen sind in den Kapiteln 4.4 ff. dokumentiert.

4.3.1 Substrate der Laborversuche

Die Riedgras-Seggen-Silage (Rg.Sil.) – *Cyperales* – stammte aus wiedervernässten Moorstandorten im Naturschutzgebiet „Unteres Peenetal“, Mecklenburg-Vorpommern. Der Aufwuchs 2011 wurde in der Gemarkung Unteres Peenetal linksseitig der Peene, nördlich von Anklam, Anfang September geerntet, die Ernte im Folgejahr Ende August Nähe Anklamer Fähre, östlich von Anklam zwischen Stettiner Haff und Peenestrom, vgl.Tab. 4, Tab. 5 und Tab. 6.

Tab. 4: Analytische Ausgangswerte der eingesetzten Silagen

	TS [%]	GV [% TS]	NH ₄ -N ¹⁾ [g·kg ⁻¹]	pH ¹⁾	LF ¹⁾ [mS·cm ⁻¹]	CSB ¹⁾ [g·l ⁻¹]
Riedgras-Seggen-Silage						
Erntejahr						
2011	50,07	94,42	0,29	5,33	1,29	625,53
2012	50,40	85,56	1,03	5,03	5,23	553,66
Mais-Silage						
Erntejahr						
2011	37,76	95,98	0,45	3,86	1,62	450,25
2012	32,70	96,10	n.b.	n.b.	n.b.	n.b.

¹⁾: Analysen Leibniz-Institut für Agrartechnik und Bioökonomie

TS: Trockensubstanz GV: Glühverlust NH₄-N: Ammonium-Stickstoff LF: Leitfähigkeit

CSB: Chemischer Sauerstoffbedarf n.b.: nicht bestimmt

Tab. 5: Makroelementgehalte der eingesetzten Silagen (Mittelwerte)

	C [% TS]	H [% TS]	N [% TS]	S [% TS]	PO₄-P [g·kg _{TS} ⁻¹]
Riedgras-Seggen-Silage					
Erntejahr					
2011	46,60	6,61	0,97	0,20	2,82
2012	43,98	5,76	3,04	0,40	9,45
Mais-Silage					
Erntejahr					
2011	45,88	6,55	1,15	0,09	8,06
2012	46,47	6,47	1,26	0,09	9,57

TS: Trockensubstanz PO₄-P: Phosphat**Tab. 6: Nährstoff- und Spurenelementgehalte der eingesetzten Substrate**

	Na	K	Ca	Mg	Fe	Mn	Zn	Cu	Ni	Co	Mo
					[mg·kg _{TS} ⁻¹]						
Riedgras-Seggen-Silage											
Erntejahr											
2011	1970	4680	2210	767	292	n.a	n.a.	2,78	0,6	n.a.	0,44
2012	2975	2692	7230	2915	1231	194	145	1,25	0,82	0,77	0,36
Mais-Silage											
Erntejahr											
2011	63	12300	2610	1340	172	n.a.	n.a.	6,17	1,88	0,05	0,91
2012	451	10139	2210	1129	451	n.a.	0,37	2,31	0,20	n.a.	0,23

TS: Trockensubstanz n.a.: unter der Nachweisgrenze

Das Erntegut wurde in Flachsiloanlagen konserviert. Davon wurden zwei bis drei Monate später die benötigten Mengen entnommen, auf eine einheitliche Halmlänge von unter 20 mm gehäckselt. Der Mais wurde auf Flächen eines landwirtschaftlichen Betriebs in Neu-Kosenow, Landkreis Vorpommern-Greifswald, angebaut. Das Erntegut wurde auf eine durchschnittliche Halmlänge von 10 mm gehäckselt und in Flachsiloanlagen konserviert. Alle Silagen wurden bis zur Verwendung bei ca. -15 °C gelagert.

4.3.2 Methanbildungspotential der Substrate

Wie in Kap. 4.4 ff. beschrieben, wurden die Substrate in verschiedenen Gärssystemen getestet, wobei u.a. die oTS-spezifischen Methanausbeuten ermittelt wurden. Um die Ergebnisse der Systemuntersuchungen besser einordnen zu können, wurde das Methanbildungspotential der Substrate in Batch-Versuchen gemäß VDI-Richtlinie zur Vergärung organischer Stoffe (VDI

4630) festgestellt. Die Versuchsdauer betrug 4 Wochen. Die Ansätze wurden im Wärmeschrank konstant auf 38 °C temperiert.

Für die Ansätze wurden 2 Liter Braunglasflaschen verwendet, in die je 1.500 g Impfmateriale eingewogen wurde, vgl. Abb. 10. Anhand nachfolgender Formel wurde die Einwaage der Testsubstrate ermittelt.

$$\zeta_{\text{Substrat-oTS}} = \frac{oTS_{\text{Substrat}}}{oTS_{\text{Inokulum}}} \leq 0,5 \quad (13)$$

Entsprechend vorgenannter Richtlinie soll die oTS-Fracht des Substrats gleich oder geringer der Hälfte der oTS-Fracht des Inokulums sein.

In der Kontrollvariante wurde Inokulum ohne Substrat eingesetzt, um dessen Gasbildungspotential zu ermitteln. Mikrokristalline Cellulose mit bekanntem Methanpotential diene als Referenz.

In Labor-Glockengasspeichern aus Acryl wurde das Biogas gesammelt. Die mit NaCl gesättigte Sperrflüssigkeit wurde mit Schwefelsäure angesäuert, um die Lösung von Gasbestandteilen in der Flüssigkeit zu unterbinden. Der CH₄- und der CO₂-Gehalt im Biogas wurden bestimmt. Die Biogas-Volumina wurden normiert, das heißt, auf 0°C, 1.013,12 hPa und wasserfrei, bezogen.

Von den aufsummierten Biogaserträgen der Testsubstrate wurden die Erträge der Kontrollvarianten abgezogen. Zur Berechnung des Methanbildungspotentials erfolgte eine Kurvenanpassung nach Hill und Chapman (RATKOWSKY 1990).

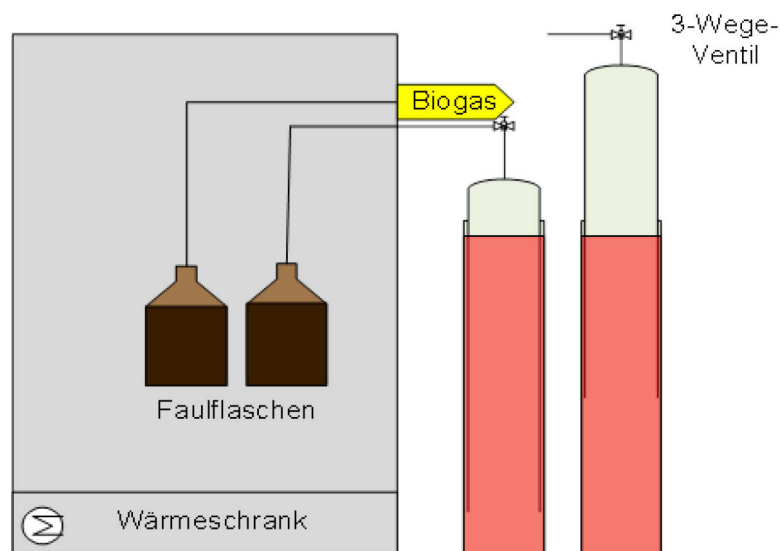


Abb. 10: Versuchsanordnung der Gasausbeute-Tests, Schema (nach LINKE ET AL. 2014)

4.3.3 Substrate der Biogasanlage Truilz (Sauter-Verfahren)

Die Einsatzstoffe der Biogasanlage Truilz, Landkreis Ravensburg, bestanden aus einer Mischung aus Rindergülle und verschiedenen Silagen, siehe Tab. 7 und Tab. 8.

Die Biomasse stammte vollständig von Flächen des assoziierten landwirtschaftlichen Betriebs. Die Halmlänge der Silagen betrug etwa 7 bis 10 cm. Nach Auskunft des Betriebsleiters wurde darauf geachtet, für die Biogasanlage einen Silagemix in gleichbleibenden Mischungsanteilen bereitzustellen.

Die Gülle wurde in Abständen von mehreren Wochen von zwei benachbarten Rinderbetrieben bezogen. Im Untersuchungsjahr wurden von der Rindergülle dreimal Proben genommen. Die Silage wurde sechsmal untersucht. Die Silageprobe aus Mai 2013 stammt von der Ernte 2012, die Folgenden von den Ernten 2013. Alle Proben wurden vor Ort eingefroren und erst zur Analysenaufbereitung aufgetaut.

Tab. 7: TS-, oTS-Werte und Makroelementgehalte der Praxissubstrate

Probenahme	TS [%]	GV [% TS]	C [% TS]	H [% TS]	N [% TS]	S [% TS]	PO₄-P [g·kg _{TS} ⁻¹]
Rindergülle, Probenahme							
Mai 2013	5,76	76,71	41,72	5,34	2,53	0,65	35,65
Nov 2013	2,38	76,03	44,38	5,80	3,64	0,76	44,97
Mai 2014	4,05	78,33	42,04	5,49	2,69	0,67	33,59
Silagemix aus Gras, Klee- gras und Getreide-GPS, Probenahme							
Mai 2013	28,29	84,54	43,42	5,92	3,04	0,25	8,31
Jun 2013	30,45	90,56	46,12	6,20	2,45	0,16	10,38
Okt 2013	31,27	90,80	45,81	6,22	2,64	0,17	8,63
Nov 2013	28,50	92,72	46,78	6,19	2,51	0,25	7,63
Apr 2014	28,02	90,36	46,84	6,36	2,57	0,23	8,58
Mai 2014	31,70	92,59	46,90	6,22	2,55	0,23	7,84

TS: Trockensubstanz oTS: organische Trockensubstanz, analog zu GV: Glühverlust PO₄-P: Phosphat
GPS: Ganzpflanzensilage

Tab. 8: Nährstoff- und Spurenelementgehalte der Praxissubstrate

	K	Na	Ca	Mg	Fe	Zn	Mn	Cu
					[mg·kg _{TS} ⁻¹]			
Rindergülle, Probenahme								
Mai 2013	55093	714	14527	6873	2970	168	363	45
Nov 2013	28838	1914	21991	10169	3928	372	610	106
Mai 2014	27057	1347	14785	7625	3205	164	518	34
Silagemix aus Gras, Klee- gras und Getreide-GPS, Probenahme								
Mai 2013	34387	899	5716	2628	258	29	177	11
Jun 2013	33310	1290	4829	1962	465	24	90	6
Okt 2013	32861	1238	5057	2095	387	25	92	7
Nov 2013	13389	2202	7970	3117	284	25	207	8
Apr 2014	30832	934	7693	2511	252	18	92	9
Mai 2014	17684	1747	8218	2746	276	24	186	9

TS: Trockensubstanz GPS: Ganzpflanzensilage

4.4 Satzweise Vergärung

Die satzweise Vergärung von Biomasse in Wechselbehältern gehört zum Stand der Technik, insbesondere bei festen organischen Siedlungsabfällen und Abfällen aus der Landschaftspflege (KERN UND RAUSSEN 2014, FRICKE ET AL 2015). Die im Rahmen dieser Arbeit eingesetzten Substrate wurden in auch diesem verfahrenstechnischen System im Labor untersucht. Bezüglich des Perkulationsmanagements wurde die Verbindung zur Praxis durch eine schriftliche Befragung von Betreibern aus dem Abfall- wie auch NaWaRo-Sektor hergestellt.

4.4.1 Aufbau und Durchführung

Als Gärbehälter wurden PE-Deckelfässer, Volumen 60 Liter, mit Spannringhebelverschluss verwendet. Das Fließbild der Versuchsanlage sowie eine Ansicht sind in Abb. 11 und Abb. 12 dargestellt.

In den Behältern wurde ein Edelstahlgitter mit Abstand von 11 cm über dem Boden eingebaut. Die Gitter wurden mit einem PE-Netz mit einer Maschenweite von 1 mm überzogen. Der perforierte Zwischenboden gewährleistete die Trennung des durchsickernden Perkolats von der festen Gärsubstanz.

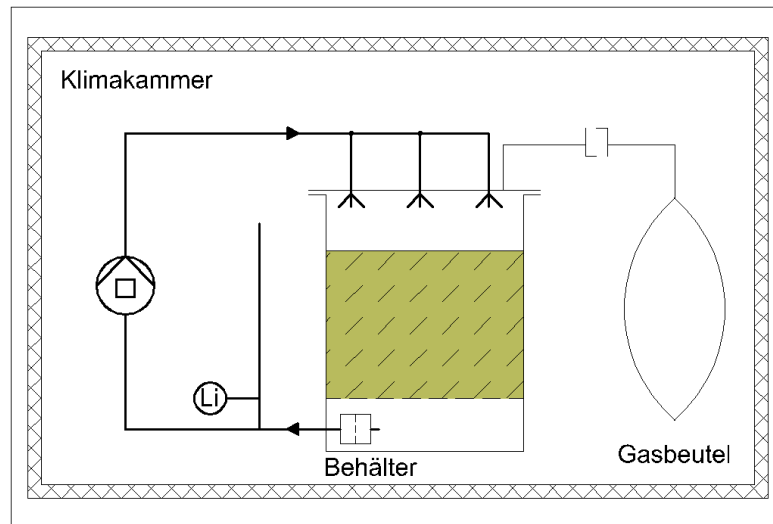


Abb. 11: Versuchsaufbau satzweise Vergärung mit Perkolation (schematisch)

Zur Perkolatverteilung wurden im Fassdeckel drei Sprühdüsen 90° (GARDENA Micro-Drip-System) gleichmäßig verteilt angebracht. Ferner waren die Deckel mit einer Gasanschlussleitung ausgestattet.

Das Perkolat wurde seitlich am Behälterboden nach Passage eines Partikelfilters abgeleitet und über eine regelbare Schlauchpumpe (Verderflex Scientific EZ B) den Sprühdüsen zugeführt. Der Förderstrom der Pumpe betrug im Mittel $182 \text{ ml} \cdot \text{min}^{-1}$. Er wurde mit der installierten Verteilung durch Auslitern bestimmt.

Saugseitig zwischen Behälter und Pumpe wurde ein transparentes Standrohr angebracht. Dieses diente zur Bestimmung des Perkolatfüllstands im Behälter, zur Verhinderung eines System-Unterdrucks, sowie der Probenahme.

Das Biogas wurde in Flachbeutel, hergestellt aus Aluminium-Verbundfolie (PET-Alu-LDPE), abgeleitet.



Abb. 12: Versuchsaufbau einer Testreihe zu drei Sets (Foto: Autor)

Die verwendeten Geräte sind Anhang 1 zu entnehmen.

Die Gärtest-Sets wurden in einer konstant auf 38 °C geheizten Klimakammer aufgestellt.

Die Versuche fanden in drei Ansätzen zu je drei Behältern und in einfacher Wiederholung statt. Das Impfsubstrat (I.S.) war Gärrest aus einer Boxenfermentationsanlage. Für die Wiederholung (2. Ansatz) wurden die festen Gärreste aus dem ersten Durchlauf gemischt als Impfsubstrat eingesetzt, vgl. 9 und Tab. 10.

Das jeweilige Impfsubstrat wurde allein und in Mischung mit Riedgrassilage (Rg.Sil.) oder Maissilage (M.Sil.) vergärt. Die Mischungen bestanden zu gleichen Masseteilen aus Impfsubstrat und Silage, vgl. Tab. 11.

Vor dem Einbringen in die Versuchsfermenter wurde das Impfsubstrat durch mehrmaliges Umschichten auf sauberem Boden mit einer Schaufel homogenisiert. Die Ansätze mit Silage wurden in PE-Kübeln gemischt und anschließend die Behälter gleichmäßig bis 10 cm unter Rand befüllt. Einwaage und Füllhöhe wurden erfasst, danach der Behälter verschlossen.

Die Ansätze wurden für zwei Tage bei etwa 15 °C gelagert, wobei entstehendes Gas über den Anschluss für den Flachbeutel entweichen konnte. Am dritten Tag wurden die Behälter in die beheizte Klimakammer transportiert und an die Gassäcke angeschlossen. Am vierten Tag wurde über die Sprühdüsen Wasser bis zur Sättigung der Biomasse zugegeben, nach Empfehlung von KUSCH ET AL (2012), bis sich in allen Behältern unter dem Zwischenboden ein Füllstand von etwa 5 cm einstellte. Das vom Vortag gesammelte Gas wurde verworfen. Es folgte, je Ansatz, die 28-tägige Versuchsdauer.

Tab. 9: Konzentrationen und Makroelemente der Inokula der satzweisen Vergärung

	TS [%]	GV [% TS]	C [% TS]	H [% TS]	N [% TS]	S [% TS]	PO₄-P [g kg _{TS} ⁻¹]
1. Ansatz	19,72	78,51	40,70	5,35	2,16	0,31	16,25
2. Ansatz	19,09	71,37	38,20	4,79	2,30	n.b.	n.b.

TS: Trockensubstanz GV: Glühverlust PO₄-P: Phosphat n.b.: nicht bestimmt

Tab. 10: Nährstoffe und Spurenelemente der Inokula der satzweisen Vergärung

	NH₄-N [mg/l]	Ca	Mg	Fe [mg kg _{TS} ⁻¹]	Mn	Zn
1. Ansatz	564	11000	3740	1880	152	235
2. Ansatz				n.b.		

NH₄-N: Ammonium-Stickstoff TS: Trockensubstanz n.b.: nicht bestimmt

Tab. 11: Ansätze, Einwaage, Wasserzugabe, satzweise Vergärung

	Versuchs-Nr.	Substrat	Einwaage [g]	Wasserzugabe ¹⁾ [ml]
1. Ansatz	1-5-7		12.557,0	
	1-5-3	I.S.	12.489,5	5.000
	1-5-0,5		13.118,5	
	2-5-7		7.844,0	
	2-5-3	M.Sil.-I.S.	7.581,0	7.000
	2-5-0,5		7.937,0	
	3-5-7		4.123,5	
	3-5-3	Rg.Sil.-I.S.	3.968,0	7.000
	3-5-0,5		4.231,0	
2. Ansatz	1-10-7		7.393,0	
	1-10-3	I.S.	7.384,0	5.000
	1-10-0,5		7.280,5	
	2-10-7		5.103,0	
	2-10-3	M.Sil.-I.S.	4.880,0	7.000
	2-10-0,5		4.928,5	
	3-10-7		2.823,0	
	3-10-3	Rg.Sil.-I.S.	3.052,0	7.000
	3-10-0,5		3.181,0	

Versuchsnummerierung: (Testreihe) - (freies Perkolatvolumen [cm]) - (Perkolationshöhe [l d^{-1}])

I.S.: Impfsubstrat M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage

¹⁾: Beim Ansatz zur Befeuchtung

4.4.2 Befragung von Betreibern

Der Erhebungsschwerpunkt lag auf der Handhabung des Perkolationsprozesses in Betrieben mit Boxerfermentationsanlagen in Deutschland. Ergänzend wurden vorhandene Behälter-, Füllvolumen und Verweilzeit sowie Art, Mengenanteile von Substraten sowie deren zeitliche Verteilung abgefragt. Insgesamt bestand die Erhebung aus 22 Fragen. Ferner konnten ergänzende Anmerkungen gemacht sowie Rückfragen gestellt werden, siehe Anhang 2.

Der Fragebogen sollte kurz und präzise sein, damit die Betreiber so wenig Zeit wie möglich zur Beantwortung aufwenden müssen und unmissverständliche Antworten geben. Dadurch sollte eine hohe Rücklaufquote und aussagekräftige Ergebnisse erzielt werden.

Zur Recherche der Anlagenstandorte und Betreiber wurde auf Informationen aus KERN UND RAUSSEN (2011), sowie Firmenauskünfte zurückgegriffen. Die Teilnahmebereitschaft der Betreiber wurde vorab telefonisch geklärt. Im Anschluss wurden die Fragen auf Wunsch als Datei oder in Papierform versandt.

4.5 Einstufige Vergärung eingestauter Biomasse

4.5.1 Aufbau und Funktionstest

Aufbau

Für die Versuche wurde ein Fermenterset neu entwickelt, womit das Sauter-Verfahren im Labormaßstab getestet werden konnte. Das technische Design ermöglichte, Substrate in ihrer realen Beschaffenheit zu untersuchen. Ein Aufschluss bzw. Mahlen der Biomasse fand vorab nicht statt.

Die Versuchseinrichtung bestand aus vier baugleichen PVC-Fermentern, Ø 90 cm, h 60 cm, V_{brutto} ca. 380 l, Arbeitsvolumen ca. 200 l, vgl. Abb. 13. Die transparente Behälterwand ermöglichte die Beobachtung und Messung der festen und flüssigen Phase. Im Anhang 3 sind die Bauteile der Versuchsfermenter aufgelistet.

Die Behälter hatten einen flachen Boden und Deckel und waren mit einer gesteuerten internen Zirkulationsvorrichtung ausgestattet. Diese verteilte die Fermentationsbrühe auf der Substratoberfläche. Die Entwicklung der Verteileinrichtung richtete sich nach folgenden Anforderungen:

- Geringes Fördervolumen pro Takt, Richtwert: 1.000 ml
- Gleiche Applikationshöhe über die gesamte kreisförmige Fläche, Radius: 450 mm
- Gleichförmige Verteilung über einen Viskositätsbereich bis 1 bis 1.000 mPa · s
- Geringe Verstopfungsneigung bei Fasern in der Flüssigkeit

Die Perkulator-Einheit befand sich im Zentrum des Gärbehälters. Es handelte sich um eine senkrechte Förderschnecke, die in ein Leitrohr eingeführt war. Das Rohr war unten im Einlauf offen. Oben über dem Rohr war ein Schleuderteller an der Welle angebracht, siehe Abb. 14.

Material und Methoden

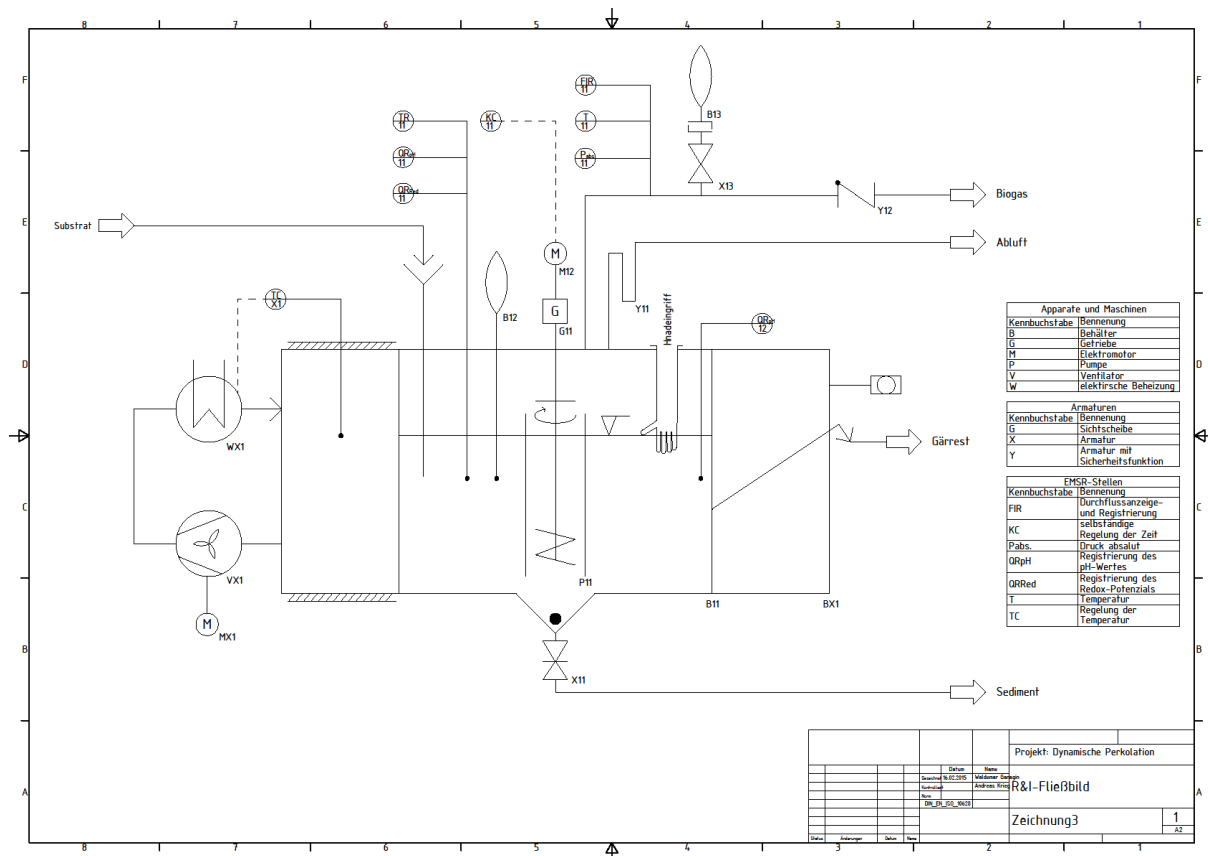


Abb. 13: Fließbild der Versuchsanlage des einstufigen Einstau-Verfahrens

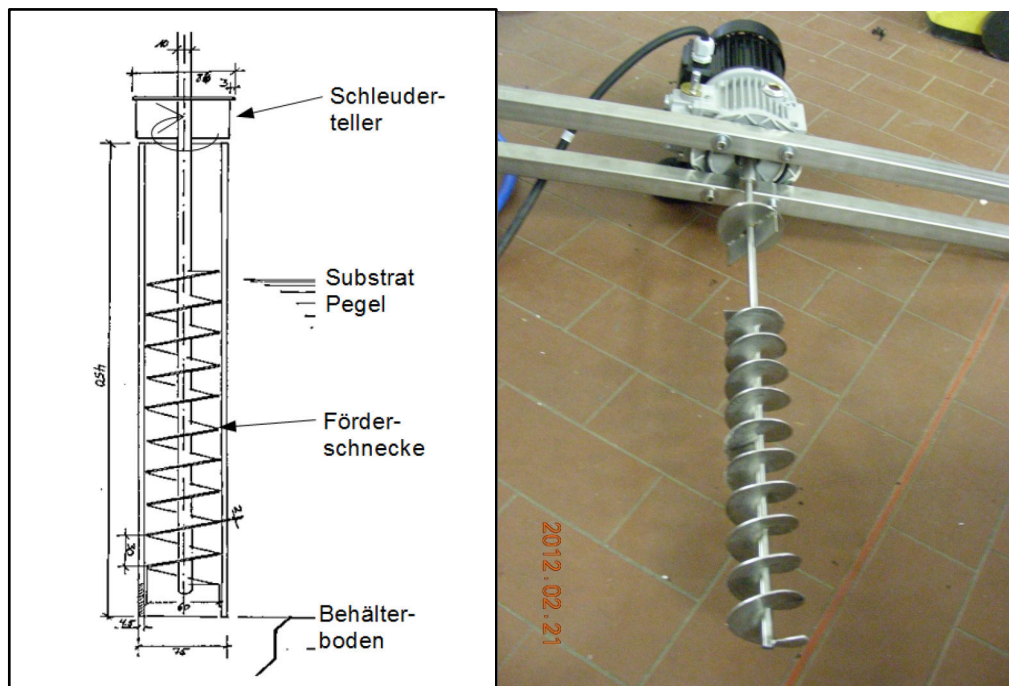


Abb. 14: Skizze Perkolatoreinheit und Bild der Einheit mit Antrieb (Foto: Autor)

Der Perkolator war zeit- und drehzahlgesteuert. Im Betrieb hob die rotierende Förderschnecke das Perkolat im Leitrohr an. Erreichte die Fermenterbrühe den Schleuderteller, wurde sie in Abhängigkeit der Umdrehungsgeschwindigkeit nach außen und auf die eingestaute Biomasse geschleudert. Die Höhendifferenz des Schleudertellers zur Substratoberfläche wurde nach der Wurfparabel (waagerechter Wurf) eines Wassertropfens errechnet. Die Flüssigkeitsapplikation begann kreisförmig am Behälterrand und endete bei entsprechender Drehzahlverringerung im Zentrum.

Die Perkolatverteilung mittels Schleuderteller verschmutzte die transparente Wandung. Es wurde deshalb ein mechanischer Reiniger entwickelt und eingebaut, siehe Abb. 15. Der Wischer bestand aus einem handelsüblichen Pkw-Scheibenwischerblatt, der über einen Adapter an einer senkrecht bewegbaren Stange geführt wurde. Das Gleitlager befand sich im Behälterdeckel. Die Durchführung war mittels Gummibalg gasdicht ausgeführt. Der Wischer verfügte über eine Sprühdüse, die von außen mit Wasser beaufschlagt werden konnte. Die flexible Zuleitung war absperrbar.

Unterhalb des Einzugsbereichs der internen Umwälzung in der Behältermitte befand sich eine konische Bodenvertiefung. Dort wurden Proben der Fermenterbrühe entnommen.

Die Fermenter standen in Reihe in einer Stahlrohr-Rahmenkonstruktion. Die Seiten der Konstruktion waren wärmegeklämt. Die Front bildeten Isolierglasfenster. Die Konstruktion war mit einer Innenbeleuchtung ausgerüstet.

Die Beheizung der Fermenter erfolgte über eine thermostatgesteuerte externe Umluftheizung. In den Fermentern waren Temperaturfühler installiert. Dem Substrateintrag gegenüberliegend befand sich zur Gärsubstratentnahme seitlich unten ein höhenverstellbares Entnahmerohr.



Abb. 15: Aufbau der Wischervorrichtung (Foto: Autor)

Zur Vermeidung von Unterdruck bei der Probenentnahme bzw. Substratabzug verfügte jeder Fermenter über ein Gaskissen. Zur Absicherung von gasseitigem Unter- oder Überdruck war ferner jeder Behälter mit einer Drucksicherung (U-Rohr) ausgestattet. An der Gasableitung war zu Analysezwecken ein Gassack angeschlossen.

Die Fermenter waren mit zwei pH-Messsonden, eine am Zulauf sowie gegenüberliegend am Ablauf, einer Redox-Sonde am Zulauf sowie einem Temperaturfühler ausgestattet. Das Biogasvolumen wurde mit einem Trommel-Gaszähler der Fa. Ritter gemessen. Der Gaszähler verfügte über Sensoren, womit die aktuelle Gastemperatur sowie der Absolut-Druck registriert wurden, siehe Anhang 4.

Die Bestimmung der Gaszusammensetzung erfolgte mittels Messgerät, siehe Anhang 1. Das Gas wurde zunächst in einer Kondensatfalle getrocknet und anschließend die Bestandteile CH_4 , CO_2 , O_2 , H_2 sowie H_2S gemessen.

Funktionstest

Der Perkolatvolumenstrom sowie die Verteilung auf der Substratoberfläche waren abhängig von der Viskosität der Flüssigkeit, der Drehzahl der Förderschnecke, der Betriebszeit sowie den Zeitspannen des An- und Zurückfahrens des elektrischen Antriebs. Die Drehzahl der Förderschnecke war frequenzgesteuert.

Die Förderleistung der Schnecke, der Radius der Verteilung sowie die Verteilung mit Wasser und Zuckerlösung unterschiedlicher Konzentrationen im Bereich 1 und 500 mPa s wurden mit Hilfe eines Auslittergefäßes bei dreifacher Wiederholung ermittelt (KRIEG ET AL. 2013).

Bei Wasser ($\eta = 1 \text{ mPa}\cdot\text{s}$, $20 \text{ }^\circ\text{C}$) war mit einer Drehzahl eine ausreichend gleiche Verteilungshöhe über der Kreisfläche zu erzielen. Für höhere dynamische Viskositäten bis etwa 500 mPa·s wurden zwei Drehzahl-niveaus und spezielle Frequenzregelzeiten für eine gleichmäßige Verteilung ermittelt, vgl. Abb. 16.

Nach dem ersten Batch-Ansatz folgten Tests mit Filtrat beider Substrate, um für die weiteren Versuche das tatsächliche Fördervolumen pro Takt sowie die Perkolatverteilung in Abhängigkeit des Drehzahlkennfeldes festzustellen.

Die dynamische Viskosität der Gärflüssigkeit beider Substrate verstetigte sich zu Ende des ersten Batch-Ansatzes bei 15 bis 20 mPa·s. Eine über die Fläche gleichmäßige Verteilungshöhe wurde durch Zeitanpassung beider Drehzahl-niveaus erreicht. Das je Takt im Mittel geförderte Volumen, bei zwei Wiederholungen je Substratflüssigkeit, betrug 1.756 ml. Dies wurde für die folgenden Versuche übernommen, da in den folgenden Versuchsreihen sich die dynamische Viskosität sich nur unwesentlich änderte.

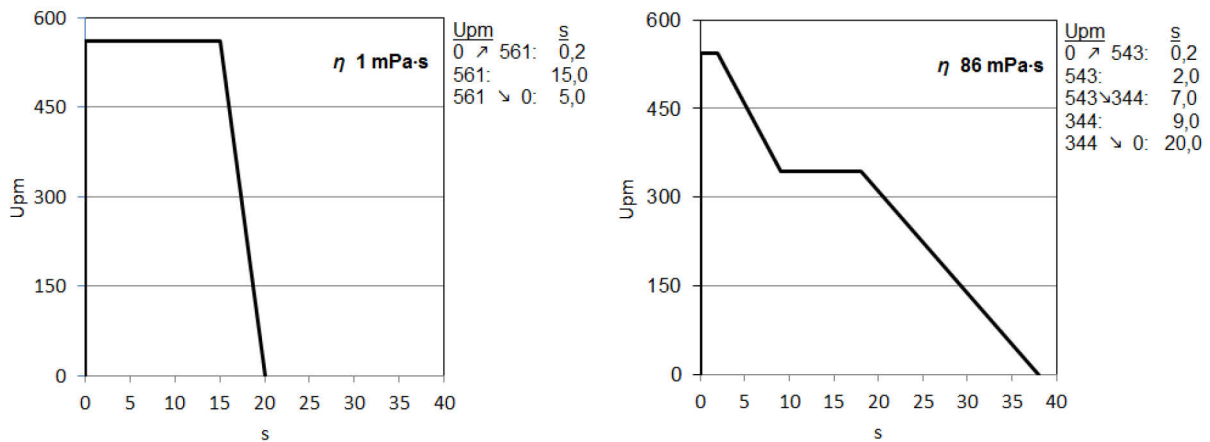


Abb. 16: Drehzahlkennfelder des Perkolorators bei verschiedenen Viskositäten

4.5.2 Batchversuche

Ein Ansatz bestand aus zwei Versuchssubstraten, mit denen unter Zusatz von Gärflüssigkeit je zwei Fermenter parallel bestückt wurden. Die Mischungsanteile Inokulum und Substrat wurden entsprechend der VDI 4630 bestimmt.

Filtrat und Silagen wurden vor Verschließen der Behälter gemischt, danach die Perkolation und die Umluftheizung in Betrieb genommen. Der Gasraum wurde nach zwei Tagen nach Erreichen der Betriebstemperatur vor Beginn der Messperiode mit Distickstoff gespült. Der Untersuchungszeitraum im Batch-Betrieb betrug jeweils 40 Tage. Der Ansatz wurde einmal wiederholt, vgl. Tab. 12.

Die Gesamtmasse Inokulum und Substrat betrug 200 kg je Test.

Das Inokulum des ersten Ansatzes war Separator-Filtrat einer Biogasanlage, vgl. Tab. 13 und Tab. 14. Der Substratmix der Bezugsanlage setzte sich zu 30 % aus Gülle und zu 70 % aus Mais- und Grassilagen zusammen.

Tab. 12: Batchversuche einstufige Vergärung eingestauter Biomasse

Versuchs-Nr.	Substrat	Inokulum [kg]	Substrat [kg]	m_{oTS} [kg]	$\zeta_{Substrat-oTS}$
1-R1	Rg.Sil.-I.S.	191,01	8,99	12,651	0,505
2-R1		192,31	7,69	12,642	0,404
1-R3	M.Sil.-I.S.	189,10	10,90	12,267	0,475
2-R3		189,57	10,40	12,671	0,425

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

I.S.: Impfsubstrat M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage oTS: organische Trockensubstanz

m_{oTS} : Masse organischer Trockensubstanz $\zeta_{Substrat-oTS}$: Mischungsverhältnis Inokulum-oTS zu Substrat-oTS

Tab. 13: Konzentrationen und Makroelemente der Inokula der Batch-Ansätze

	TS [%]	GV [% TS]	C [% TS]	H [% TS]	N [% TS]	S [% TS]	PO₄-P [g·kg _{TS} ⁻¹]
1. Ansatz	5,89	74,67	41,21	5,33	4,52	0,48	35,13
2. Ansatz							
Rg.Sil.	2,66	70,26	35,17	4,24	3,27	0,61	44,48
M.Sil.	3,80	69,32	37,51	4,84	3,43	0,65	45,70

TS: Trockensubstanz GV: Glühverlust PO₄-P: Phosphat Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage

Für den zweiten Ansatz wurde als flüssiges Medium die jeweils zuvor von demselben Testsubstrat durch Siebung erhaltene Gärflüssigkeit eingesetzt.

Nach Versuchsende wurden die Schwimmschichten sowie Flüssigkeiten entnommen. Der Fermenterinhalt wurde dafür in drei gleich hohe Schichten eingeteilt. Zunächst wurde das obere Drittel, vorrangig die Schwimmschicht ausgebaut, danach das mittlere Drittel abgeschöpft und zum Schluss das untere Drittel über den Grundablass abgezogen.

Mit einem Schwing-Sieb, Maschenweite 1 mm, wurde die Flüssigkeit von den Feststoffen getrennt und beide Phasen anschließend beprobt.

Tab. 14: Nährstoffe und Spurenelemente der Inokula der Batch-Ansätze

	Na	K₂O	Ca	Mg	Fe [mg·kg _{TS} ⁻¹]	Mn	Zn	Cu	Ni	Co	Mo
1. Ansatz	1390	57030	20080	6870	3100	131	n.a.	49,6	7,6	2,3	4,7
2. Ansatz											
Rg.Sil.	3830	53320	34340	10180	3980	485	355	40,8	5,7	2,2	3,8
M.Sil.	3770	66570	31730	8560	4690	718	463	75,4	6,9	1,8	3,5

TS: Trockensubstanz M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage n.a.: unter der Nachweisgrenze

4.5.3 Kontinuierliche Versuche

Geplant waren vier Ansätze mit zwei Testreihen zu je zwei Reaktoren (Sets) für beide Substrate. Die Bestückung der Reaktoren und ebenso die Entleerung nach jedem Ansatz erfolgte analog der Batchversuche in Kapitel 4.5.2. Die aus dem jeweils vorangegangenen Ansatz gewonnene Gärflüssigkeit wurde substratspezifisch als Inokulum für den folgenden Ansatz eingesetzt. Die Zusammensetzung des ersten Ansatzes finden sich in Tab. 16 und Tab. 17.

Der Inbetriebnahme der Reaktoren folgte eine Adaptionszeit ohne Substratzugabe zur Neubildung der durch den vorangegangenen Ausbau und Untersuchung unvermeidlich

zerstörten komplexen Matrix der Mikroorganismen sowie um den Beitrag des Inokulums zur Gasbildung zu minimieren.

Bei den ersten zwei Ansätzen mit Riedgras-Seggen-Silage konnte bei kontinuierlicher Substratzugabe der feste Gärrest weder ausgeschwemmt noch nach Umbau mechanisch in ausreichender Menge ausgetragen werden. Es wurden alle Reaktoren für den dritten Ansatz auf einen manuellen Austrag mit Erfolg umgebaut. Die ausgewerteten Versuche sind in Tab. 15 zusammengestellt.

Im ersten Ansatz wurde eine Adaptionszeit von 40 Tagen gewählt, was der Versuchszeit der Batchansätze entsprach. Nach Aufnahme der Substratzugabe und Erreichen einer stabilen Gasproduktion folgte die 40-tägige Testzeit. Die Daten dieser Messperiode wurden ausgewertet.

Der Ablauf der regelmäßigen Arbeiten erfolgte nach Plan immer vormittags: Abnehmen der Gasbeutel – Perkolatbeprobung – Entnahme und Entwässerung der Gärreste – Rückführung der Flüssigkeit – Substratzugabe – physikalische und chemische Analytik der Proben bzw. des Biogases. Damit wurde ein Einfluss der Substratzugabe auf die Gas- und Perkolat-zusammensetzung der vorangegangenen 24 Stunden vermieden.

Die Adaptionszeit der folgenden Ansätze wurde reduziert, da die CSB-Gehalte geringer waren und von einem schwindenden Einfluss des Inokulums auf die Gasproduktion ausgegangen worden ist.

Bei Maissilage wurden die Ergebnisse zweier Reaktoren im Parallelbetrieb ausgewertet, bei den Versuchen mit Riedgras-Seggen-Silage nur von einem Reaktor.

Jede Raumbelastungsstufe wurde eingeteilt in vier gleichlange Zeiträume, á 10 Tage, bei verschiedener Perkolationsintensität.

Tab. 15: Kontinuierlicher Betrieb der einstufigen Vergärung eingestauter Biomasse

Versuchs-Nr.	Substrat	Adaptionszeit [d]	Testdauer [d]	$B_{R, qTS}$ [g _{OTS} ·l ⁻¹ ·d ⁻¹]
1-R1/R2	Rg.Sil.	40	40 (A)	1,5 (A)
1-R3/R4	M.Sil.		40	1,5
2-R1/R2	Rg.Sil.	20	40 (A)	2,5 (A)
2-R3/R4	M.Sil.		40	2,5
3-R1-a	Rg.Sil.	10	40	1,5
3-R1-b	Rg.Sil.			3,5
3-R2-a	Rg.Sil.			2,5
3-R2-b	Rg.Sil.			4,5
3-R3/R4-a	M.Sil.			3,5
3-R3/R4-b	M.Sil.			4,5

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage $B_{R, qTS}$: Raumbelastung, Bezug: organische Trockensubstanz

(A): Abbruch wegen technischer Probleme

Durch Veränderung der Perkolator-Taktzahl wurde in Abstufungen Gärflüssigkeit zwischen 240 und 2.140 l·d⁻¹ umgewälzt. Bezogen auf das Ansatzvolumen an Flüssigkeit errechnet sich eine Spanne der Austauschrate $r_{Fl.}$ von 1,2 bis 10,7 l_{Perkolat}·l⁻¹_{Gärflüssigkeit}·d⁻¹.

Im letzten Viertel der Zeit wurde unter Beibehaltung der Substratzugabe die Perkolation über mehrere Tage ausgesetzt und danach mit der höchsten Austauschrate perkoliert. Mit dieser Betriebseinstellung sollte untersucht werden, ob und in welchem Umfang sich die Gasproduktion sowie –qualität ändert.

Zur Vermeidung eines Mangels an Spurenelementen wurde während dieser Testreihen und ebenfalls bei den Ansätzen der zweistufigen eingestauten Vergärung, vgl. Kap. 4.6, eine Spurenelementelösung zugesetzt, vgl. Anhang 5.

Die Lösung ist am ATB in früheren Versuchen mit Energiepflanzen erfolgreich getestet worden und wurde von diesem Institut gebrauchsfertig zur Verfügung gestellt. In Abhängigkeit von der einbrachten oTS-Menge erfolgte die Dosierung in Anlehnung an die Empfehlungen der Deutschen Sammlung von Mikroorganismen und Zellkulturen GmbH (DSMZ) mit 0,01 ml·g_{oTS}⁻¹ (ABDOUN UND WEILAND 2009).

Tab. 16: Konzentrationen, Makroelemente Inokula, 1. Ansatz der kontinuierlichen Versuche

Versuchs-Nr.	TS [%]	GV [% TS]	C [% TS]	H [% TS]	N [% TS]	S [% TS]	PO ₄ -P [g·kg _{TS} ⁻¹]
1-R1/R2	2,99	70,26	35,17	4,24	3,27	0,61	44,48
1-R3/R4	3,79	69,32	37,51	4,84	3,43	0,65	45,70

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

TS: Trockensubstanz GV: Glühverlust PO₄-P: Phosphat

Tab. 17: Nährstoffe, Spurenelemente Inokula, 1. Ansatz der kontinuierlichen Versuche

Versuchs-Nr.	Na	K	Ca	Mg	Fe [mg·kg _{TS} ⁻¹]	Mn	Zn	Cu	Ni	Co	Mo
1-R1/R2	3830	53320	34340	10180	3980	485	355	n.b.	n.b.	n.b.	n.b.
1-R3/R4	3770	66570	31730	8560	4690	718	463	n.b.	n.b.	n.b.	n.b.

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

TS: Trockensubstanz n.b.: nicht bestimmt

4.6 Zweistufige Vergärung eingestauter Biomasse

Im Vergleich zur einphasigen Vergärung einer Biomassesuspension vergrößert die Trennung der Auslaugung partikulärer Biomasse von der Methanisierung der gelösten Bestandteile die Steuerbarkeit der Teilvorgänge und beschleunigt bei gleicher Abbaurate den Stoffumsatz (BUSCH UND SIEBER 2006, NIZAMI ET AL. 2009, WEILAND 2010, NIZAMI ET AL. 2011a, SIEBER 2012). Sofern im kontinuierlichen Betrieb die perkolierte Auslaugung nicht gezielt aerob gehalten wird, entsteht in diesem Prozessschritt mit der Zeit unvermeidbar Methan (ZIELONKA 2013). Die Lösung besteht in einer anaerob geführten Auslaugung. Damit wird das Gasgemisch weder mit Luftstickstoff verdünnt noch die Energieausbeute geschmälert.

Am Leibniz-Institut für Agrartechnik und Bioökonomie wurde das zweistufige System mit perkolierter Auslaugung der Biomasse in der ersten Prozessstufe und der Methanisierung des Perkolats in einem Reaktor mit immobilisierter anaerober Biozönose entwickelt (LINKE ET AL. 2010). Mit diversen Biomassen und bei verschiedenen Prozesstemperaturen ist das Verfahren im Labormaßstab bereits untersucht worden (SCHÖNBERG UND LINKE 2009, SCHÖNBERG UND LINKE 2012b).

4.6.1 Aufbau

Die Versuchseinrichtung bestand aus zwei Anlagen mit je einem Perkolationsreaktor und einem Festbettfermenter, vgl. Abb. 17.

Die Wanne des Schwimmbettfermenters, 35 l Arbeitsvolumen, bestand aus Edelstahl, der Fermenterdeckel aus transparentem Kunststoff. Im hinteren Bereich des Reaktors war der

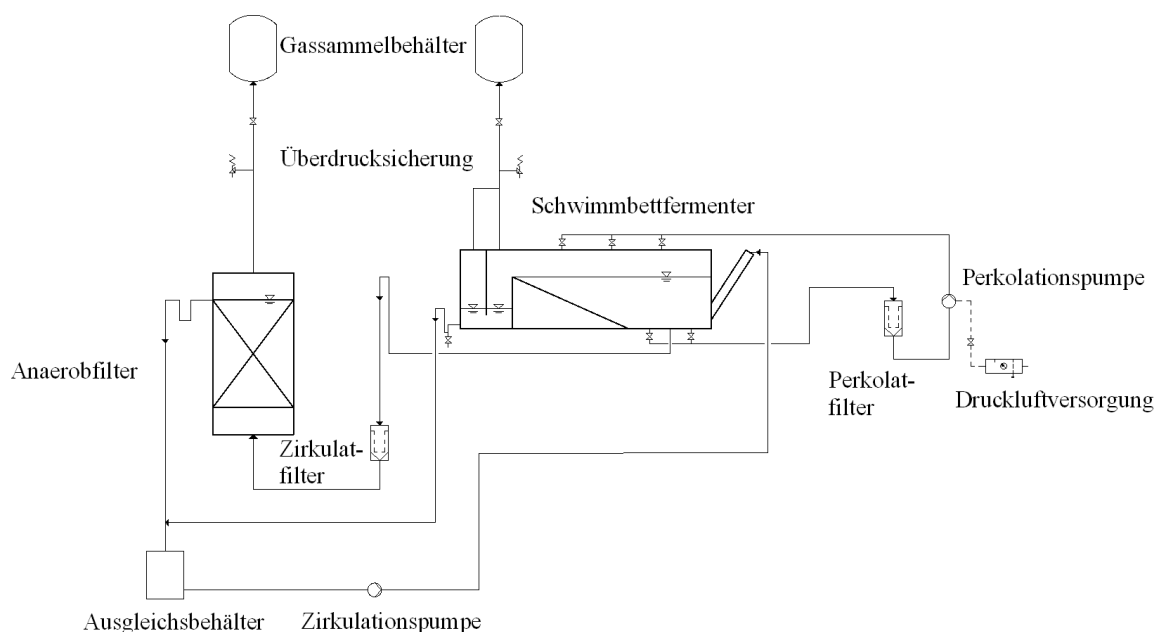


Abb. 17: Fließbild Versuchsanlage zur zweistufigen Vergärung (nach LINKE ET AL. 2014)

Boden als Rampe (Steigung ca. 20°) ausgeführt, gefolgt von einer mittels Trennwand gasdicht gestalteten Gärrest-Sammler. In Folge der Substratzugabe trat die Schwimmschicht über die obere Kante der Rampe über. Auf der anderen Seite der Trennwand wurde der feste Gärrest einmal pro Woche entnommen.

Beheizt wurde der Reaktor über Warmwasserzirkulation in der doppelten Wandung. Seitlich in Bodennähe der Wanne waren drei Abläufe (DN 25) angebracht, wovon über zwei das Perkolat über Filter und Pumpe im Kreislauf geführt wurde. Über fest angeordnete Düsen im Behälterdeckel wurde Perkolat auf die Feststoffe verteilt. Der Perkolat-Förderstrom betrug ca. $300 \text{ ml} \cdot \text{s}^{-1}$. Die Verteilung der Flüssigkeit auf die drei Düsen wurde über Kugelhähne geregelt.

Am gegenüber liegenden Dritten war im Überlauf über eine Leitung der Festbettreaktor angeschlossen. Um den Zulauf feststofffrei zu halten, war in diese Leitung ein Filter eingebaut. Die Filter wurden regelmäßig gereinigt und die Feststoffe in den Reaktor zurückgeführt. Die Flüssigkeitspiegel im Schwimmbettreaktor sowie im Gärrest-Sammler wurden mittels Überlaufrohr konstant gehalten.

Der zylindrische Anaerobfilter-Reaktor war doppelwandig aus Edelstahl gefertigt. Das Arbeitsvolumen betrug 22 l. Als Besiedlungsfläche für Mikroorganismen wurden 220 PE-Elemente in loser Schüttung eingebaut, vgl. Anhang 6.

Über den dritten Abzug in Bodennähe wurde Gärflüssigkeit mit einem Volumenstrom von $18,4 \text{ ml} \cdot \text{min}^{-1}$ im Dauerbetrieb in den Anaerobfilter geleitet. In diesem von unten nach oben durchströmten Festbett-System erfolgte die Methanisierung gelöster Verbindungen. Die abgereicherte Flüssigkeit wurde über das Feststoffeintragsrohr dem Schwimmbettfermenter wieder zugeführt.

In der transparenten Kunststoffabdeckung des Reaktors waren der Gasabzug sowie der Temperatursensor angebracht. Beheizt wurde der Anaerobfilter-Reaktor ebenfalls mit Warmwasser.

Das Biogas beider Reaktoren wurde getrennt erfasst und bis zur Analyse, einmal pro Woche, gesammelt. Nachfolgend aufgeführte Geräte wurden eingesetzt, vgl. Anhang 7.

4.6.2 Kontinuierliche Versuche

In parallelen Ansätzen wurden ein Set mit Riedgras-Seggen-Silage und der andere mit Maissilage beschickt. Beide Testsubstrate wurden vor der Eingabe mit Gärflüssigkeit auf einen einheitlichen Wert von 30 % TS verdünnt. Nach der Bestückung der Systeme wurden die Mikroorganismen zunächst über 40 Tage an die Substrate adaptiert. Während dieser Zeit wurde Substrat bei einer Raumbelastung von $1 \text{ g}_{\text{OTS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ zugeführt. Die Gärtemperatur wurde auf 38 °C konstant gehalten. Die Perkolation wurde bei einem Intervall von 6 h für eine Minute betrieben. Dies entspricht etwa $72 \text{ l} \cdot \text{d}^{-1}$, oder dem Zweifachen des Netto-Fermentervolumens.

Der Substrateinsatz erfolgte, um zugabebedingte Schwankungen in der Gasbildung zu vermeiden, täglich zum möglichst gleichen Zeitpunkt.

Tab. 18: Analytische Ausgangswerte des Inoculums in der zweistufigen Vergärung

pH	LF [mS · cm ⁻¹]	TS [% FM]	oTS [% TS]	NH ₄ -N [g · kg ⁻¹]	HAc-Äqu. [g · l ⁻¹]	CSB _{ges.} [g · l ⁻¹]	CSB _{gel.} [g · l ⁻¹]
7,85	10,67	1,01	52,52	0,85	0,19	6,61	3,99

geändert nach (LINKE ET AL. 2014) LF: Leitfähigkeit TS: Trockensubstanz oTS: organische

Trockensubstanz NH₄-N: Ammonium-Stickstoff HAc-Äqu.: Essigsäureäquivalent

CSB_{ges.}: Chemischer Sauerstoffbedarf, gesamt CSB_{gel.}: Gelöste und partikuläre Stoffe ≤ 0,45 µm

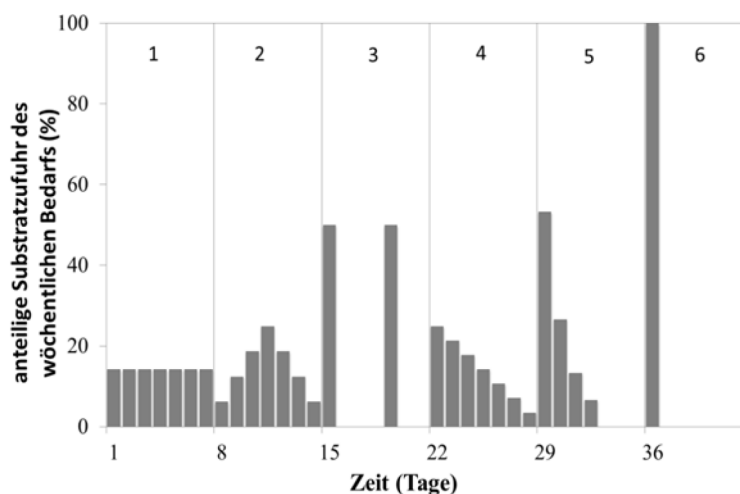
Nach der Adaptionsphase wurde in Abständen von 80 Tagen die Raumbelastung um jeweils eine Einheit von 1,5 auf 4,5 g_{oTS} · l⁻¹ · d⁻¹ gesteigert. In den einzelnen Zeitabschnitten wurde am Ende die Perkolation in den Intervallen 2 – 4 – 8 h jeweils über eine Woche variiert, vgl. Tab. 2, Kap. 4.1.

Der Gärrest wurde zunächst wöchentlich entnommen, ab einer Raumbelastung von 3,5 g_{oTS} · l⁻¹ zweimal pro Woche. Nach der Entnahme wurden die Gärreste mit einer hydraulischen Presse, 100 bar, entwässert. Das Presswasser wurde in den Prozess zurückgeführt. Damit konnte der Wasserverbrauch zum Einstellen der einheitlichen TS-Konzentration minimiert werden.

Für die Auswertung und zur Bestimmung der Entnahmemenge an Gärrest erfolgte wöchentlich die Bilanzierung der Biogas-/Methanbildung, TS, oTS und von Wasser.

Die NH₄-N-Konzentration in der Gärflüssigkeit der Testreihe mit Riedgras-Seggensilage nahm über die Versuchszeit ab und konnte bei einer Raumbelastung von 3,5 g_{oTS} · l⁻¹ · d⁻¹ kaum mehr nachgewiesen werden. Deshalb wurde für die Restlaufzeit dieser Beladungsvariante (NH₄)₂CO₃ · H₂O (Ammoniumcarbonat) zugesetzt. Als Zielgröße diente die NH₄-N-Konzentration des parallelen Mais-Silage-Ansatzes, der dort ca. 500 bis 550 mg · l⁻¹ betrug. In der folgenden Beladungsvariante wurde Silage aus der Ernte 2012 eingesetzt. Hier war eine Stickstoffanreicherung nicht erforderlich, da die Silage einen etwa dreifach höheren N-Gehalt aufwies, Tab. 4, Kap. 4.3.1.

Im Anschluss an die Tests unter verschiedenen Beladungs- und Perkolutionsvarianten wurde die Testreihe mit Maissilage unter variierender Beschickungsmenge bei einer Raumbelastung von 4,5 g_{oTS} · l⁻¹ · d⁻¹ betrieben. Die Wochen-Menge der Maissilage wurde nach LINKE ET AL. (2014) täglich in verschiedenen Anteilen zugegeben, vgl. Abb. 18.

**Abb. 18: Variierende Beschickung der Testreihe mit Maissilage (nach LINKE ET AL. 2014)**

Der jeweilige Bilanzzeitraum betrug eine Woche.

Zunächst wurde die Substratmenge bis zur Wochenmitte täglich um 6,25 % (100 % entspricht der Wochenmenge) erhöht und anschließend wieder gesenkt. Danach folgte die Verteilung der Wochenmenge auf zwei Tage. In zwei weiteren Varianten wurde die anfängliche Tagesration schrittweise innerhalb von sieben bzw. vier Tagen reduziert. Die letzte Variante bestand aus einer einmaligen Gabe der Wochenmenge. Die Resultate der vorgenannten Beladungsvarianten haben LINKE ET AL. (2015) dokumentiert.

4.7 Biogasanlage Truilz – einstufiges Einstau-Verfahren mit Perkolation

Die Biogasanlage mit dem unter Laborbedingungen untersuchten Einstau-Verfahren, vgl. Kapitel 4.5, wurde 2006 errichtet (SAUTER BIOGAS 2015). Die einjährige Datenerhebung und Auswertung mit wissenschaftlichen Methoden stellen den Bezug der Experimente zur Praxis her.

4.7.1 Beschreibung

Die Biogasanlage besteht aus einem Fermenter und einem Nachgärbehälter mit je einem Bruttovolumen von 2.280 m³, siehe Abb. 19 sowie Anhang 8. Der Fermenter wird bei einem Füllstand von 5,30 m und Freibord von 0,70 m betrieben. Der Füllstand des Nachgärbehälters variiert saisonal und stellt somit einen Substratspeicher dar. Beide Behälter sind mit einem baugleichen Doppelmembran-Gasspeicher mit je einem maximalen Volumen von ca. 800 m³ unterhalb der Innenmembrane abgedeckt.

Vorgelagert ist ein 400 m³ fassender Pufferbehälter für Gülle, nachgelagert ein 900 m³ fassendes Gärrestlager.



Abb. 19: Biogasanlage Truilz (Foto: Autor)

In der Anlage werden neben Gülle auch Silagen von Dauergrünland, jährlich angebautem Klee gras und Getreide-Ganzpflanzen eingesetzt, vgl. Tab. 7 sowie Tab.8, Kap. 4.3.3.

Die Silagen werden mit einer durchschnittlichen Halmlänge von 7 bis 10 cm in den Fermenter eingebracht.

Seit 2008 wird die Biomasse im Fermenter nicht mehr durch Rührwerke homogen gehalten sondern unter Perkolation eingestaut vergärt. Auf Höhe des Freibords in der Fermenterwand sind um jeweils 120° versetzt drei horizontal verstellbare Düsen angebracht, vgl. Abb. 20.

Die Prozessflüssigkeit wird in Bodennähe einer Zentrifugal-Pumpe mit 30 kW elektrischer Anschlussleistung zugeführt und über die Düsen auf die Oberfläche der Biomasse im Behälter appliziert. Durch Schwenken der Düsen, Veränderung des Volumenstroms und des Förderdrucks wird der Flüssigkeitsstrahl auf nahezu der gesamten Substratoberfläche gezielt verteilt. Dafür entwickelte der Hersteller (Sauter Biogas GmbH) ein Steuerungsprogramm.

Des Weiteren wird im Bedarfsfall frisches Substrat an der Eintragsstelle mit Perkolat befeuchtet und durch die Förderschnecke vermengt eingetragen.

Der Eintragstelle gegenüberliegend wird auf einer Höhe von 0,7 m über dem Boden Gärrest in den Nachgärer abgeleitet. Dies erfolgt gravimetrisch und im Bedarfsfall mittels einer Verdrängerpumpe mit 22 kW elektrischer Anschlussleistung. Zwischen den Behältern ist die Pumptechnik, die Substratverteilung sowie der Wärmetauscher installiert. Über die Perkolatzirkulation wird der Fermenterinhalt auf etwa 38 °C erwärmt.

Der Nachgärbehälter ist mit zwei Perkolatdüsen, analog zum Fermenter, sowie einem Stabrührwerk ausgerüstet.

Das Biogas wird über den Gasspeicher des Nachgärbehälters einem Blockheizkraftwerk mit einer Generatorleistung von 190 kW_{el.} zugeführt und verwertet. Die über Motor- und Abgaskühlung ausgekoppelte thermische Energie wird teilweise zur Perkolaterwärmung genutzt. Mit dem Rest werden externe Verbraucher versorgt.



Abb. 20: Düse mit Schwenkvorrichtung, Biogasanlage Truilz (Foto: Autor)

4.7.2 Messtechnische Ausrüstung

Die Anlage verfügt über drei Systeme der Datenerfassung, -archivierung und der Steuerung: das Prozessleitsystem der Gaserzeugung, die Gasanalyse sowie die BHKW-Modulsteuerung. Für die Untersuchung wurden einzelne Datenprotokolle festgelegt und vom Betreiber zur Verfügung gestellt, vgl. Anhang 11 und Anhang 12.

Ferner wurden Probenentnahmestellen am Fermenter eingebaut, vgl. Tab. 19, Anhang 9 und Anhang 10. Mit der Beprobung des Fermenters wurde über die Strecke zwischen Ein- und Austrag ein senkrechtes Profil des Fermenterinhalt erfasst. Proben aus der Schwimmschicht an den Probenentnahmestellen 1 - 4 (PNF1 – PNF4) wurden im rechtwinkligen Abstand von 2 m von der Behälterwand entnommen. Das dafür entwickelte Stichlanzenrohr, DN 50, war gegen das absperrbare Führungsrohr, DN 80, abgedichtet. Die Probenentnahmen fanden im laufenden Betrieb statt. Die Probeentnahme des Gärrestabzugs sowie des Perkolats (PNF5, PNF6) erfolgte am Ablaufrohr nahe der Wand.

Tab. 19: Lage der Probeentnahmestellen am Fermenter Biogasanlage Truilz

Kennung	Höhe über Boden; horizontale Lage am Behälterumfang
PNF1	4,50 m; 3,58 m vom Feststoffeintrag ⁻
PNF2	3,90 m; 5,80 m vom Feststoffeintrag ⁺
PNF3	2,65 m; 5,80 m vom Feststoffeintrag ⁺
PNF4	4,50 m; 6,00 m von Abzugsleitung Perkolat ⁻
PNF5	1,50 m; an Abzugsleitung Gärrest
PNF6	0,35 m; an Abzugsleitung Perkolat

-.: entgegen dem Uhrzeigersinn

+.: im Uhrzeigersinn

4.7.3 Datenerhebung und -auswertung

Die eingesetzten Substrate wurden im Beobachtungszeitraum von einem Jahr viermal beprobt, vgl. Kap. 4.3.3. Der Fermenterinhalt wurde zu Beginn und am Ende des Zeitraums beprobt und seine Zusammensetzung analysiert. Je Probeentnahmestelle wurden zwei Proben gezogen, eingefroren und im Labor untersucht.

Die ausgewählten und archivierten Prozessdaten wurden vom Betreiber nach Ende der Messkampagne zu Tagesmittelwerten zusammengefasst und zur Verfügung gestellt.

Sie umfassen Art und Tagesmengen der eingesetzten Substrate, Füllstände, Gasdrücke und Temperaturen in den Behältern sowie der Gasspeicher. Ferner wurden für die Auswertung das umgelagerte Gärrestvolumen sowie der Stromverbrauch der Pumpe ausgewählt. Von der Perkolation wurden die einzelnen Volumenströme der Verteildüsen sowie der Stromverbrauch der Perkolatpumpe, von der Gasverwertung die Gaszusammensetzung sowie der erzeugte Strom ausgewertet.

4.8 Auswertungsmethoden

4.8.1 Massen- und Stoffbilanzen

Es gilt der Grundsatz: die Summe der dem System zugeführten Teilmassen ist gleich der Summe vom System entfernter Teilmassen, vgl. Abb. 21.

Die Gesamtmasse des eingebrachten Substrats $m_{O\ Substrat}$ und des Wassers $m_{O\ H_2O}$ zum Einstellen einer konstanten Substratfeuchte von 70 % ist äquivalent der Summe der Teilmassen: Gas im Normzustand $m_{A\ Gas, tr.}$, Gasfeuchte $m_{A\ H_2O, Gas}$, entwässerter Gärrest $m_{A\ GR, fest}$ sowie während der Versuche entnommenen Proben $m_{A\ Probe}$.

$$m_{O\ Substrat} + m_{O\ H_2O} = m_{A\ Gas, tr.} + m_{A\ H_2O, Gas} + m_{A\ GR, fest} + m_{A\ Probe} \quad (14)$$

Durch Einwaage wurden die zu- und abgeführten Substrat- und Wassermengen ermittelt. Das abgeleitete feuchte Rohgas wurde volumetrisch erfasst. Die beiden Bestandteile: trockenes Biogas und Gasfeuchte, wurden rechnerisch wie folgt bestimmt.

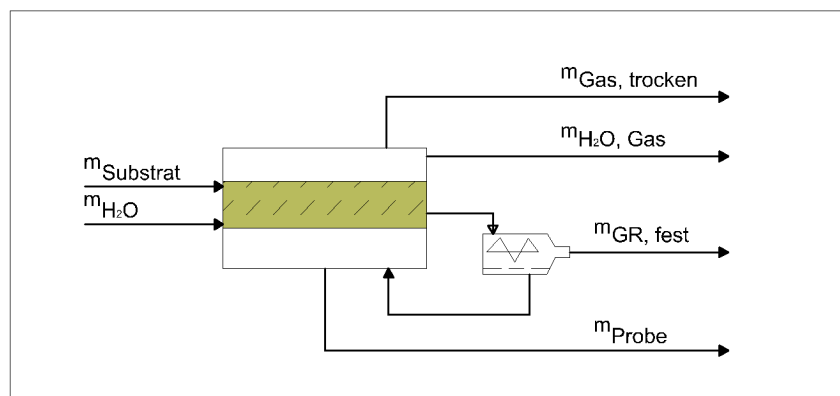


Abb. 21: Schema Massenbilanz Fermenter

Die Feuchte im Rohgas wurde über den Sättigungsdampfdruck e_w^* errechnet, *Magnusformel*, (MURRAY 1967). Dies ist temperaturabhängig der maximale Wasserdampfdruck, bei dem sich die Moleküle der Flüssigkeit und der Gasphase im Gleichgewichtszustand befinden.

$$e_w^* = 610,78 \cdot \exp\left(\frac{17,08 \cdot t}{234,18+t}\right) \quad [Pa] \quad (15)$$

Die Temperatur t wird in Grad Celsius angegeben.

Der Sättigungsdampfdruck e_w^* wird durch den Druck der Gasphase $p_{Betr.}$ (Pa), geteilt, um den Volumenanteil des Wassers im Gas φ_{H_2O} zu erhalten.

$$\varphi_{H_2O} = \frac{e_w^*}{p_{Betr.}} \quad [\%] \quad (16)$$

Die Wassermenge wird über die allgemeine Gasgleichung, *Satz von Avogadro*, errechnet, die wie folgt umgestellt wird.

$$m_{A_{H_2O,Gas}} = \frac{p_{Betr.} \cdot V_{Betr.} \cdot M_{H_2O}}{R \cdot (273,15+t)} \quad [kg] \quad (17)$$

Die Wassermenge $m_{A_{H_2O,Gas}}$ ist der Quotient aus dem Produkt aus dem Gasdruck $p_{Betr.}$, dem Gasvolumen $V_{Betr.}$ und der molaren Masse $M_{H_2O} = 0,018015 \text{ kg} \cdot \text{mol}^{-1}$, und dem Produkt der universellen Gaskonstante $R = 8,314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ und der Betriebstemperatur absolut.

Das volumetrisch erfasste Gasvolumen wurde in Anlehnung an die DIN 1343 in Normvolumen umgerechnet. Der physikalische Normzustand ist definiert durch den Standarddruck $p_n = 101325 \text{ Pa}$, der Standardtemperatur $T_N = 273,15 \text{ K}$. Im Normzustand ist das Gasgemisch wasserfrei.

Bei der Umrechnung vom Gasvolumen unter Betriebsbedingungen in das Normvolumen bleibt die Stoffmenge n gleich. Somit lautet die thermische Zustandsgleichung

$$\frac{p_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{p_2 \cdot V_2}{T_2} \quad (18)$$

Wird die linke Seite der Gleichung mit Index 1 als Betriebszustand gesetzt, die rechte Seite, mit Index 2 als Normzustand, so lautet nach Umstellung der Gleichung nach V_2 und Abzug des Feuchtevolumens im Gas φ_{H_2O} die Gleichung

$$V_N = \frac{p_{Betr.} \cdot V_{Betr.} \cdot (1 - \varphi_{H_2O}) \cdot 273,15}{101325 \cdot (273,15+t)} \quad [m^3] \quad (19)$$

Im Zähler steht das Produkt aus Gasdruck $p_{Betr.}$ (Pa), wasserfreiem Betriebsvolumen und Standardtemperatur (K), im Nenner das Produkt aus Standarddruck (Pa) und der Summe von Standardtemperatur und Betriebstemperatur t in Grad Celcius.

Die wasserfreie Gasmasse ist das Produkt aus Normvolumen V_N und Gasdichte ρ_{Biogas} ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$).

$$m_{A\text{ Gas},tr.} = V_N \cdot \rho_{Biogas} \quad [kg] \quad (20)$$

Die Dichte des Gasgemisches Biogas ist abhängig von den Mischungsanteilen der Gasbestandteile. Die Summe der mit ihrer spezifischen Dichte gewichteten Teilvolumina $\sum_{i=1}^n (\varphi_i \cdot \rho_i)$ ergibt die Biogasdichte.

Während der Versuche wurde keine Luft zur Entschwefelung zugegeben. Somit wird vereinfachend angenommen, dass das Gasgemisch nur aus Methan $\rho_{CH_4, 0^\circ\text{C}, 1013\text{ hPa}} = 0,72\text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, und Kohlendioxid $\rho_{CO_2, 0^\circ\text{C}, 1013\text{ hPa}} = 1,89\text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ besteht.

$$\rho_{Biogas} = (\varphi_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4}) + (\varphi_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2}) \quad \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad (21)$$

Umwandlung der oTS in Methan

Bei der Synthese von Biogas aus Biopolymeren wird Wasser verbraucht (BUSWELL ET AL. 1952, REINHOLD 2005, GALLERT ET AL 2015). Zur Bilanzierung der Trockensubstanz wird von der Biogasmasse der Teil abgezogen, der zum Erhalt des stöchiometrischen Gleichgewichts aus H_2O gebildet wird. Damit erhält man die, aus organischer Substanz stammende, Biogasmasse $m_{A\text{ BG}_{oTS\text{ Abbau}}}$.

$$m_{A\text{ BG}_{oTS\text{ Abbau}}} = m_{A\text{ BG}} - m_{A\text{ H}_2\text{O}_{oTS\text{ Abbau}}} \quad [kg] \quad (22)$$

Die Biogasmasse $m_{A\text{ BG}}$ ist das Produkt aus normiertem Volumen und Dichte. Zur Bestimmung der verbrauchten Wassermenge $m_{A\text{ H}_2\text{O}_{oTS\text{ Abbau}}}$ wird das Gasvolumen und der Methananteil φ_{CH_4} , die Methanausbeute, bezogen auf CSB $y_{CH_4,CSB} = 350\text{ ml CH}_4 \cdot \text{g}^{-1}\text{ CSB}$, und das CSB/oTS-Verhältnis $r_{CSB,oTS} = 1,27 / 1$ verwendet (REINHOLD 2004, SCHLATTMANN 2011). Der Wasserverbrauch, bezogen auf die abgebaute oTS $r_{H_2O,oTS}$, wird näherungsweise in Anlehnung an BUSWELL (1952) mit $0,1\text{ kg H}_2\text{O kg}^{-1}\text{ oTS}_{\text{abgebaut}}$ angesetzt.

$$m_{A\text{ BG}_{oTS\text{ Abbau}}} = (V_{Biogas} \cdot \rho_{Biogas}) - \left(\frac{V_{Biogas} \cdot \varphi_{CH_4} \cdot r_{H_2O,oTS}}{y_{CH_4,CSB} \cdot r_{CSB,oTS}} \right) \quad [kg] \quad (23)$$

Das CSB/oTS-Verhältnis liegt in Abwasser zwischen 1,2 und 2,0 / 1 (HENZE ET AL. 2008). Bei landwirtschaftlichen Gärsubstraten ermittelt SCHLATTMANN (2011) eine Faktorspanne von 1,23 bis 1,50.

Trockensubstanzbilanz der Schwimmschicht

Die Versuchsansätze bestanden aus Gärflüssigkeit und Feststoff. Von beiden Teilen wurden die Massen sowie die TS- und oTS-Gehalte bestimmt. Während der Versuche wurde bei allen flüssigen und festen Austrägen ebenfalls die Masse erfasst und die Zusammensetzung

analysiert. Damit kann die TS-Masse im Fermenter zu einem beliebigen Zeitpunkt des Versuches errechnet werden.

$$m_{TS\,Ferm.(\vartheta)} = m_{TS\,Ferm.(\vartheta-1)} + m_{O\,TS(\vartheta)} - m_{A\,BG_{oTS}\,Abbau(\vartheta)} - m_{A\,TS\,GR,fest(\vartheta)} - m_{A\,TS\,Probe(\vartheta)} \quad (24)$$

Die Trockensubstanzmenge im Fermenter zum Zeitpunkt ϑ $m_{TS\,Ferm.(\vartheta)}$ errechnet sich aus der TS-Menge des Vortags $m_{TS\,Ferm.(\vartheta-1)}$ zuzüglich der eingebrachten TS-Menge $m_{O\,TS(\vartheta)}$ und abzüglich der Biogasmasse (trocken, aus oTS gebildet) $m_{A\,BG_{oTS}\,Abbau(\vartheta)}$, der TS-Entnahme über den festen Gärrest $m_{A\,TS\,GR,fest(\vartheta)}$ sowie über die Probeentnahme $m_{A\,TS\,Probe(\vartheta)}$.

Die TS-Gehalte der zum Start eingesetzten flüssigen und festen Phasen unterscheiden sich erheblich. Ferner schwimmen die Feststoffe in der Prozessflüssigkeit (Perkolat) auf. Im ruhenden Zustand bildet sich eine Flüssigkeitsschicht φ_{FS} aus und darüber die Schwimmschicht φ_{SS} . Die Höhe beider Schichten wurde jeden zweiten Tag gemessen, die TS-Konzentration im Perkolat jede Woche. Der Anteil der Trockensubstanz in der Schwimmschicht am Tag des Ansatzes $\vartheta = 0$, wurde wie folgt errechnet

$$m_{TS,SS(\vartheta=0)} = m_{TS,Festst.(\vartheta=0)} + m_{TS,Flüssigk.(\vartheta=0)} - \left(V_{FS(\vartheta=0)} \cdot c_{TS,Flüssigk.(\vartheta=0)} \right) [kg] \quad (25)$$

Das Flüssigkeitsvolumen ergibt sich aus dem Produkt der Behälterquerschnittsfläche und der Schichtdicke h . Der Trockensubstanzgehalt der Flüssigkeit wurde am Tag des Ansatzes bestimmt.

Mit Einsetzen der Gasproduktion, Zugabe und Entnahme von Substraten ab dem zweiten Tag wurde die Berechnung der Trockensubstanz in der Schwimmschicht angepasst.

$$m_{TS,SS(\vartheta)} = m_{TS\,Ferm.(\vartheta)} - \left(V_{FS(\vartheta)} \cdot c_{TS,Perk.(\vartheta)} \right) [kg] \quad (26)$$

Die TS-Konzentration in der Flüssigkeit (Perkolat) $c_{TS,Perk.(\vartheta)}$ wurde jeden zweiten Tag bestimmt.

Die TS-Dichte in der Schwimmschicht zum Zeitpunkt ϑ $\rho_{TS,SS(\vartheta)}$ ist der Quotient aus der TS-Masse und dem Schwimmschichtvolumen $V_{SS(\vartheta)}$.

$$\rho_{TS,SS(\vartheta)} = \frac{m_{TS,SS(\vartheta)}}{V_{SS(\vartheta)}} \quad \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad (27)$$

4.8.2 Beladungsrate und Feststoff-Verweilzeit

Bei Rührkesselreaktoren (CSTR) wird vorausgesetzt, dass der Inhalt eine homogene Suspension ist. Im kontinuierlichen Betrieb ist die Raumbelastung B_R der Quotient aus täglich

zugeführter organischer Trockensubstanz $\dot{m}_{O\ oTS}$ und dem Reaktionsvolumen V_R (Nettovolumen des Reaktors).

$$B_R = \frac{\dot{m}_{O\ oTS}}{V_R} \quad \left[\frac{kg}{m^3 \cdot d} \right] \quad (28)$$

Die hydraulische Verweilzeit ist der Quotient aus dem Reaktionsvolumen und dem täglich zugeführten Substratvolumen.

$$HRT = \frac{V_R}{\dot{m}_{O\ FS}} \quad [d] \quad (29)$$

Da im Verlauf der Gärung entsprechend der Gasbildung sich das Substratvolumen verringert, würde das täglich entnommene Substratvolumen im Nenner die Verweilzeit realistischer bestimmen.

Die Versuchsfermenter waren nicht mit einem selbsttätigen Volumenausgleich ausgestattet. Das Gärvolumen sowie die Anteile an Flüssigkeit und Schwimmschicht hingen vom Entnahmeregime ab. Demzufolge waren sie bei konstanter Substratzufuhr variable Größen wie die Gasbildungsrate.

Um eine Vergleichbarkeit der Ergebnisse zu erreichen, wurden die Versuche unter den Raumbelastungen B_R : 1,5 – 2,5 – 3,5 und 4,5 $kg_{oTS} \cdot m^{-3} V_R \cdot d^{-1}$, durchgeführt.

Es wurde davon ausgegangen, dass sich die faserreichen Testsubstrate vor allem in der Schwimmschicht ansammeln. Im zweiphasigen System erfordert dies eine gesonderte Betrachtung der realen Verweilzeit der Feststoffe im Fermenter. In Anlehnung an MUMME ET AL. (2009) wurde die Beladungsrate der Schwimmschicht eingeführt, die sich aus dem Quotienten der zugeführten Trockensubstanz und dem Schwimmschichtvolumen V_{SS} ergibt.

$$OLR_{TS,SS} = \frac{\dot{m}_{0,TS}}{V_{SS}} \quad \left[\frac{kg}{m^3 \cdot d} \right] \quad (30)$$

Die Beprobung der Schwimmschicht konnte aus versuchstechnischen Gründen nicht durchgeführt werden. Wie oben ausgeführt kann alternativ die TS-Dichte in der Schwimmschicht $\rho_{TS,SS(t)}$ (siehe Formel 27, Kap. 4.8.1) errechnet werden. Damit lässt sich die Verweilzeit der Feststoffe $\theta_{TS,SS}$ – vereinfachend wird dafür die TS-Masse der Feststoffe verwendet – in der Schwimmschicht im Reaktor bestimmen.

$$\theta_{TS,SS} = \frac{\rho_{TS,SS}}{OLR_{TS,SS}} \quad [d] \quad (31)$$

Die Feststoffe wurden nicht aktiv durch den Fermenter gefördert. Vielmehr erzeugte ausschließlich die Entnahme ein Druckgefälle, wodurch die Feststoffe horizontal in Richtung Austragspunkt trieben. Vereinfachend wurde angenommen, dass der vertikal gerichtete Perkolatstrom in diesem Zusammenhang keine treibende Kraft bewirkte.

4.8.3 Parameter der Perkolation

Perkolationsverhältnis P

Bei satzweiser perkolierter Auslaugung bzw. Vergärung löslicher Bestandteile der Organik wird zur Bestimmung der Perkolationsintensität in früheren Arbeiten das Perkolatverhältnis P verwendet (VEEKEN UND HAMELERS 2000b, KUSCH ET AL. 2012, SIEBER 2012). Der tägliche Perkolatdurchfluss \dot{V} ($\text{l} \cdot \text{d}^{-1}$) wird ins Verhältnis zur eingebrachten oTS-Masse $m_{\text{oTS},\text{Input}}$ (kg_{oTS}) gesetzt, vgl. Formel 11, Kap. 2.4.2.

Der Perkolatdurchfluss \dot{V} ist das gemessene Flüssigkeitsvolumen, das schwerkraftbedingt die Biomasseschüttung durchströmt. Dies führt zur Vermeidung einer Aufkonzentrierung löslicher Verbindungen, bzw. transportiert diese zum Ort der Abreicherung. Es entspricht nur dann dem freien Wasseranteil im System, wenn sich an keiner Stelle Flüssigkeit ansammelt. Im Zusammenwirken lokaler Fluidvolumenströme mit der Textur der Biomasseschüttung und deren Änderung über die Zeit werden ferner in veränderlichem Ausmaß partikuläre Organik, anorganische Verbindungen sowie mikrobielle Biomasse verlagert.

Der Parameter kann wegen der Bezugsgröße nur bei satzweise perkolierten Systemen angewandt werden. Er bildet aber weder die Inhomogenität noch die Inkonsistenz der Porengrößenverteilung und der Stoffkonzentrationen im Haufwerk ab und ist allein begrenzt aussagekräftig. Erst in Verbindung mit einer Bestimmung von pH-Wert und Stoffkonzentrationen im Perkolat werden Lösungsvorgänge und mikrobielle Leistungen quantifizierbar. Letztendlich kann damit erst die Effektivität verschiedener Perkolationsintensitäten und -systeme substratspezifisch verglichen werden.

Perkolataustauschrate r_{FI}

Die Kinetik der Lösungsvorgänge und mikrobieller Syntheseleistungen im perkolierten System wird maßgeblich beeinflusst durch die Substrat- und Perkolatzusammensetzung, Beladungsrate sowie Verweilzeit. Die Perkolataustauschrate r_{FI} erfasst die Zeitkomponente und hydraulische Bedingungen im Substratstock. Der Parameter kann sowohl bei satzweiser als auch bei kontinuierlicher Betriebsweise angewendet werden. Die Austauschrate ist ein rein volumenbezogener Intensitätsparameter, vgl. Formel 12, Kap. 2.4.3.

Mit der Perkolataustauschrate r_{FI} wird der tägliche Flüssigkeitsumschlag bestimmt. In einem Haufwerk wird die Rate nach oben durch die Sickerzeit begrenzt. Diese Zeitspanne ist in erster Näherung abhängig von der Stockhöhe, vom Porenvolumen, deren Größenverteilung, der Perkolatviskosität sowie Adhäsionskräften. Bei eingestauter Biomasse wird angenommen, dass die vorgenannten Konditionen nur eine untergeordnete Rolle spielen.

LINKE ET AL. (2006) haben die im Umlauf befindliche Flüssigkeit anhand des Betriebsvolumens des Perkolatsammelbehälters bestimmt. Da dies bei eingestauten Verfahren nicht zutrifft wurde das Reaktorbetriebsvolumen verwendet.

Ferner wurde die Austauschrate durch Analysen physikalischer und chemischer Perkolateigenschaften und Stoffkonzentrationen ergänzt, um prozessinterne Vorgänge besser erfassen zu können.

Hydraulische Flächenbelastung $q_{A,Perk.}$

In den untersuchten kontinuierlich betriebenen Systemen bewegte sich die Biomasseschicht horizontal durch den Reaktor. Das Perkolat durchströmte die Schicht in vertikaler Richtung. Über die Dauer einer Feststoff-Verweilzeit betrachtet wurde von einer flächenbezogen gleichmäßig hohen Perkolatgabe ausgegangen, wobei kein Unterschied zwischen fest installierten und quer zur Feststoff-Fließrichtung angeordneten Verteildüsen und der Flächenapplikation gemacht wurden.

Da unabhängig vom Durchmesser, der Länge und Höhe des Reaktors, wird die hydraulische Flächenbelastung verwendet, welche zur Bemessung biologischer Abwasserreinigungsanlagen eingesetzt wird (BISCHOF 1989, DWA-ARBEITSBLATT A 262 2006).

Die Applikationshöhe über die Oberfläche der eingestauten Biomasse wird als hydraulische Flächenbelastung $q_{A,Perk.}$ berechnet.

$$q_{A,Perk.} = \frac{\dot{V}_{Perk.}}{A_R} \quad \left[\frac{cm}{h} \right] \quad (32)$$

Sie ist der Quotient aus stündlicher Perkolatgabe $\dot{V}_{Perk.}$ [$cm^3 \cdot h^{-1}$] und Substratoberfläche A_R [cm^2], gleichbedeutend mit dem verfahrenstechnischen Begriff der Leerrohrgeschwindigkeit. In Verbindung mit Stoffkonzentrationen können Auswirkungen der Perkolatintensität näher beschrieben werden.

Spezifisches Perkolatvolumen $v_{Perk.}$

Abhängig von der Höhe der Flüssigkeitsgabe entsteht durch das Befeuchten der partikulären Biomasse ein Flüssigkeitsstrom, der das Konzentrationsgefälle im Randbereich der Partikel durch Verlagerung gelöster Stoffe erhält. Als Parameter wurde das zeitunabhängige spezifische Perkolatvolumen $v_{Perk.}$ gewählt.

$$v_{Perk.} = \frac{\dot{V}_{Perk.}}{\dot{m}_{oTS}} \quad \left[\frac{l}{kg} \right] \quad (33)$$

Dies ist der Quotient aus dem Perkolatvolumenstrom [$l \cdot d^{-1}$] und dem oTS-Massenstrom [$kg_{oTS} \cdot d^{-1}$].

5. Ergebnisse und Diskussion

5.1 Satzweise Vergärung mit Perkolation

5.1.1 Feststoff-Eigenschaften

Substratbeschaffenheit sowie –zusammensetzung änderten sich während der Versuche. Ferner erhöhte sich die Lagerdichte in allen Sets. Der Vergleich der drei Testreihen zeigte, dass je geringer die Ausgangslagerdichte der Substrate ist, umso höher fiel die prozentuale Zunahme der Dichte aus, vgl. Abb. 22.

Bei 19,5 % TS im eingebrachten Substratmix wurde eine Lagerdichte von $0,53 \text{ kg} \cdot \text{l}^{-1}$, bei 28,6 % TS $0,36$ und bei 34,7 % TS $0,19 \text{ kg} \cdot \text{l}^{-1}$ errechnet.

Das Volumen der eingesetzten Substrate verringerte sich bei allen Sets, wobei die Volumenreduktion bei den Sets mit Riedgras bis zu 25% betrug.

Bei den Vergleichs-Sets (I.S.) wurde zu Versuchsende eine geringere Masse ausgewogen, während die Masse der festen Gärreste in den Mischungen mit Riedgras 21 bis 28 % höher lag. Die Substratmasse der Maisansätze erhöhte sich ebenfalls um 5 bis 8 %, siehe Abb. 23.

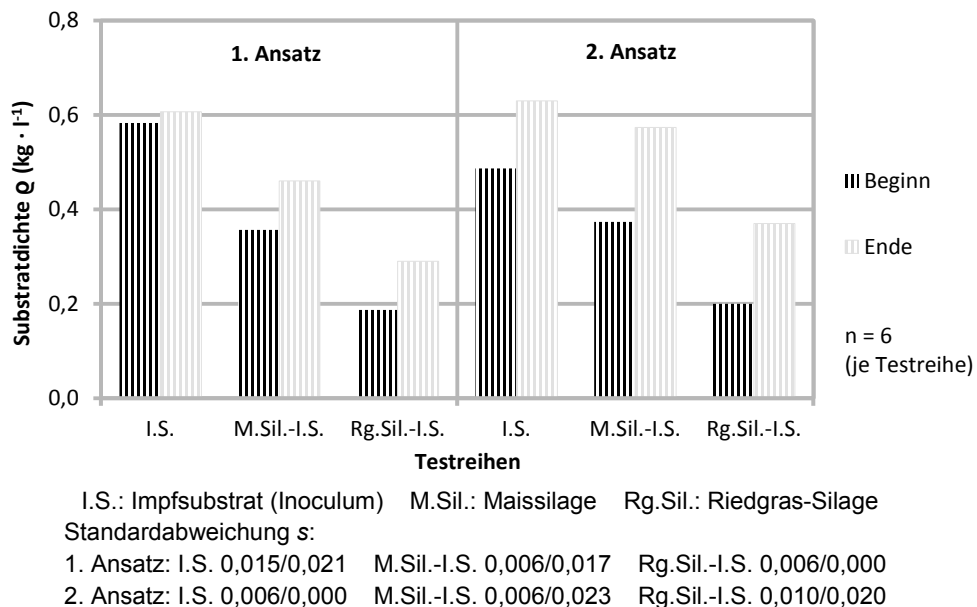
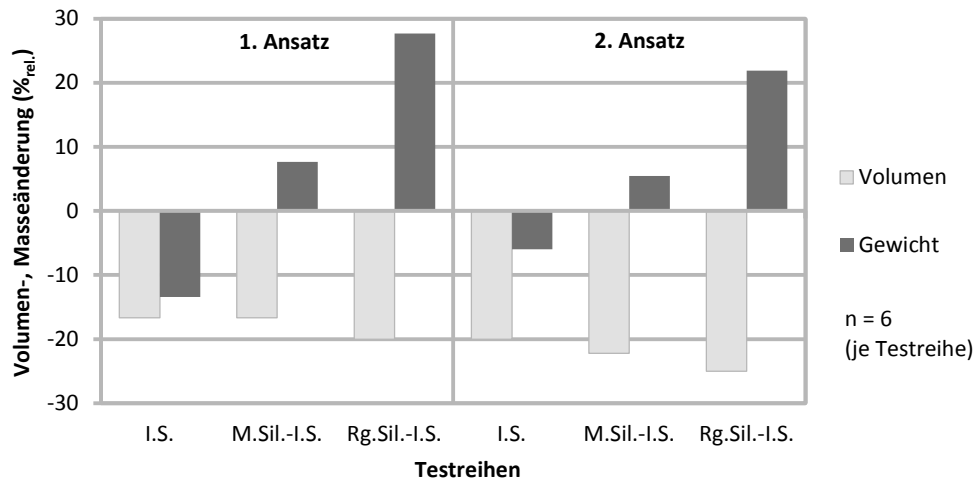


Abb. 22: Veränderung Substratlagerdichte, Mittelwerte, satzweise Ansätze

Ergebnisse und Diskussion



I.S.: Impfsubstrat (Inoculum) M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage
 Standardabweichung s:
 1. Ansatz: I.S. 0,000/0,577 M.Sil.-I.S. 0,000/1,690 Rg.Sil.-I.S. 0,000/5,846
 2. Ansatz: I.S. 0,000/0,471 M.Sil.-I.S. 0,000/1,928 Rg.Sil.-I.S. 0,000/2,029

Abb. 23: Substratvolumen- und Massenänderung, Mittelwerte, satzweise Ansätze

Die TS-Gehalte der Gärreste verringerten sich bei wiederholter Vergärung von Impfsubstrat nur geringfügig. Dagegen konnte bei den Sets mit Maissilage und Riedgras eine Massenreduktion um etwa 30 % verzeichnet werden. Die Wiederholung des Maisansatzes bleibt hierbei unberücksichtigt, da der Versuchsablauf ungeplant beeinflusst wurde, siehe Tab. 20.

Die organische Trockenmasse verringerte sich während der Vergärung ebenfalls in unterschiedlichem Ausmaß, wobei im Vergleich der Substrate und Ansätze keine weitere Tendenz ersichtlich war.

Alle Substrate, Mischungen und Ansätze wiesen einen Gesamtstickstoffgehalt zwischen 4,3 und 4,8 g·kg⁻¹ auf. Im C/N-Verhältnis hingegen waren deutliche Unterschiede zu verzeichnen. Die Relationen verringerten sich während der Vergärung substratspezifisch sehr verschieden. Am Ende aller Tests lagen die Verhältnisse bei etwa 20 / 1 ähnlich hoch, vgl. Abb. 24.

Tab. 20: Satzweise Vergärung, Feststoff-TS und oTS, Mittelwerte

	Substrat	TS _{zu} [% FM]	oTS _{zu} [% TS]	Wasserzusatz [m _{H2O} /m _{Substrat}]	TS _{GR} [% FM]	oTS _{GR} [% TS]	Δ TS [Masse%]	Δ oTS [Masse%]
1. Ansatz	I.S.	19,72	78,51	0,39	19,16	64,75	-2,86	-20,09
	M.Sil.-I.S.	28,74	89,99	0,90	19,79	81,40	-31,15	-37,72
	Rg.Sil.-I.S.	34,89	89,92	1,71	23,45	83,22	-32,79	-37,80
2. Ansatz	I.S.	19,09	71,37	0,68	17,98	70,81	-5,80	-6,62
	M.Sil.-I.S.	28,43	87,72	1,41	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
	Rg.Sil.-I.S.	34,57	88,06	2,33	23,51	73,78	-31,98	-43,00

TS: Trockensubstanz oTS: organische Trockensubstanz FM: Frischmasse

I.S.: Impfsubstrat M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage n.g.: nicht gewertet

n = 3 je Testreihe

Ergebnisse und Diskussion

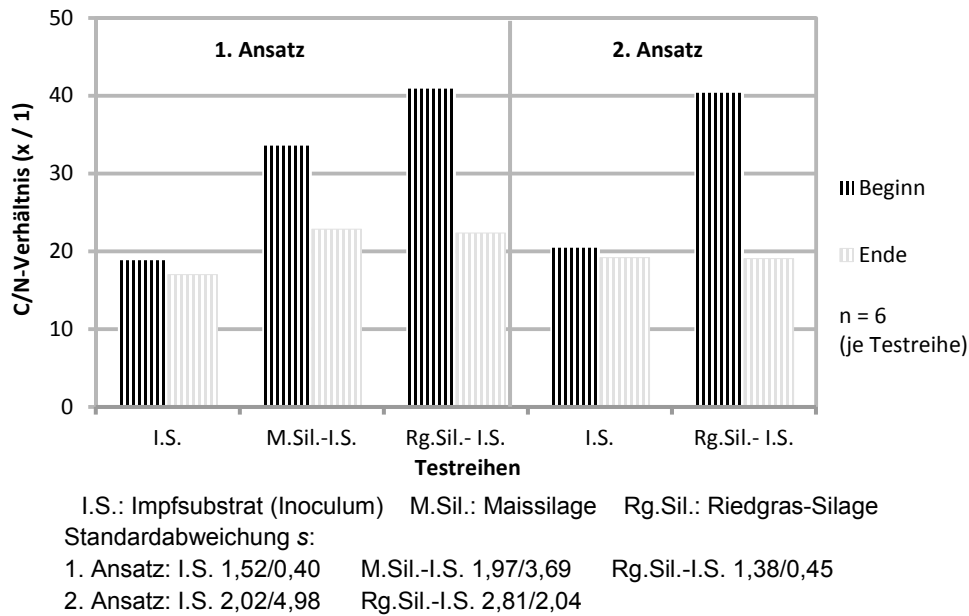


Abb. 24: C/N-Verhältnis der Substrate, satzweise Ansätze

5.1.2 Eigenschaften des Perkolats

Die Feststoffe der Ansätze wurden eingangs mit Wasser befeuchtet und zum Ende die Perkolate beprobt. Die TS-Gehalte der festen Gärreste pendelten sich in allen Ansätzen auf Werte von etwa 20 % ein, während nach dem ersten Ansatz die TS-Gehalte der Perkolate bei I.S. und M.Sil.-I.S. 3,5 %, bei den Rg.Sil.-I.S.-Sets 1,7 % betrugen. Nach der Wiederholung mit Inoculum, das aus der Mischung der festen Gärreste aus dem ersten Ansatz bestand, reduzierten sich die TS-Gehalte auf 2,1 bzw. 1,6 %, vgl. Tab. 21: Satzweise Vergärung, Stoffdaten der Perkolate, Mittelwerte.

Tab. 21: Satzweise Vergärung, Stoffdaten der Perkolate, Mittelwerte

	Substrat	TS _{Perk} [% FM]	oTS _{Perk} [% TS]	CSB _{ges.} [g·l ⁻¹]	CSB _{gel.} [g·l ⁻¹]	LF [mS·cm ⁻¹]	NH ₄ -N [g·l ⁻¹]	C/N [1·x ⁻¹]
1. Ansatz	I.S.	3,49	60,99	24,27	8,38	29,20	2,86	11,37
	M.Sil.-I.S.	3,52	56,34	43,73	36,63	27,43	2,10	14,15
	Rg.Sil.-I.S.	1,73	51,63	17,10	5,88	25,10	2,00	10,74
2. Ansatz	I.S.	2,06	45,29	15,53	11,22	15,78	1,83	12,68
	M.Sil.-I.S.	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
	Rg.Sil.-I.S.	1,57	35,87	9,00	6,09	15,07	1,00	12,28

I.S.: Impfsubstrat M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage TS: Trockensubstanz oTS: organische Trockensubstanz FM: Frischmasse CSB_{ges.}: Chemischer Sauerstoffbedarf, gesamt CSB_{gel.}: Gelöste und partikuläre Stoffe ≤ 0,45 µm LF: Leitfähigkeit NH₄-N: Ammonium-Stickstoff C/N: Kohlenstoff-Stickstoff-Verhältnis n.g.: nicht gewertet
n = 3 je Testreihe

Nach der Wiederholung lagen die oTS-Anteile der Perkolate unter 50 % TS. Dieselbe Tendenz konnte bei CSB, Leitfähigkeit und Ammonium-Stickstoff festgestellt werden.

Ergebnisse und Diskussion

Bei den Perkolaten des ersten Ansatzes fiel der oTS-Anteil an der TS mit 51 bis 61 % im Vergleich zu den Anteilen in den festen Gärresten geringer aus.

Im Substratvergleich wiesen bei den vorgenannten Parametern die Rg.Sil.-I.S.-Ansätze die jeweils niedrigsten Werte auf. Der zweite M.Sil.-I.S.-Ansatz wird analog zu Kap. 5.1.1 hier nicht betrachtet.

Der Stickstoff-Gehalt der Perkolate wurde im ersten Ansatz in der Spanne von 2,9 bis 3,4 g·kg⁻¹ bestimmt. Mit etwa 84 % wiesen die Impfsubstrat- und Maisansätze höhere Ammonium-N-Anteile an Gesamt-N auf. Im Vergleich dazu lagen die Anteile in den Riedgras-Ansätzen mit im Mittel 70 % deutlich darunter, vgl. Abb. 25.

In der Wiederholung nahm der Gesamt-N mit 2,35 bzw. 1,89 g·kg⁻¹ ab. Ebenfalls verringerte sich der NH₄-N-Anteil auf Werte von 77 bzw. 53 % an N_{ges.}.

Das C/N-Verhältnis der Perkolate lag bei den Impfsubstrat- und Riedgrasansätzen in etwa gleich hoch, im Vergleich zu den Relationen in den festen Gärresten aber wesentlich enger. Im festen I.S.-Gärrest wurde im Mittel beider Ansätze ein C/N-Verhältnis von 18,1 bestimmt, in den Rg.Sil.Ansätzen im Mittel 20,7. Die Perkolate des Maissilage-Ansatzes zeigten in diesem Zusammenhang eine größere Relation, was auf den stark gehemmten anaeroben Abbauprozess hinweist, vgl. Kap. 5.1.3. Im festen M.Sil. Gärrest wurde ein C/N-Verhältnis von im Mittel 22,8 bestimmt.

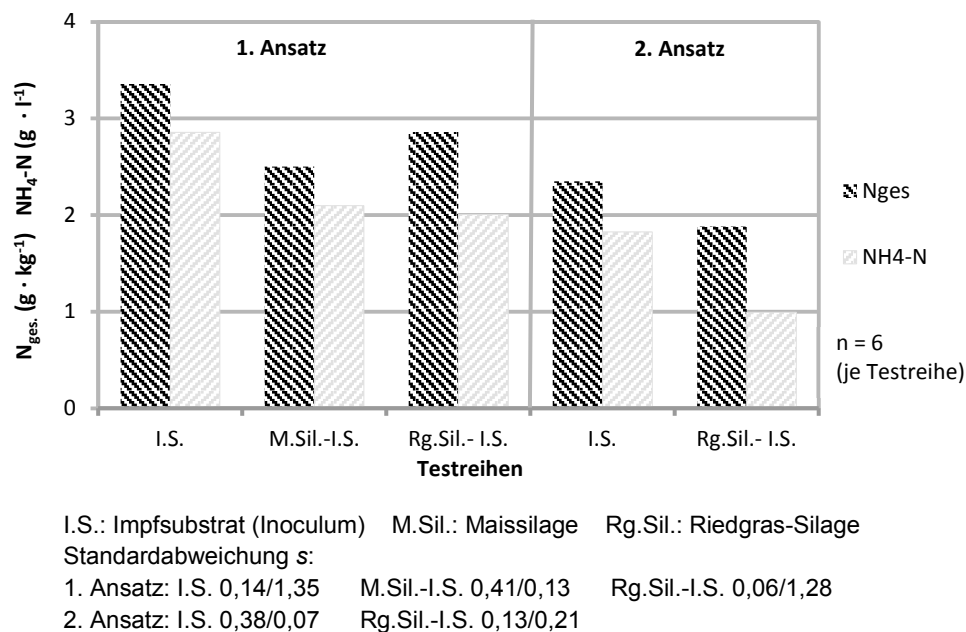


Abb. 25: Gesamt-N und Ammonium-N der Perkolate, satzweise Ansätze

Die täglich applizierte Perkolationsmenge wurde bei allen Ansätzen mit 7,0 - 3,0 - 0,5 l·d⁻¹ gleich gehalten. Mit dem Parameter *P* werden die verschiedenen Intensitäten auf die eingebrachte oTS bezogen, vgl. Formel 11, Kap. 2.4.2. Die Reaktoren wurden masseäquivalent bestückt.

Ergebnisse und Diskussion

Daraus resultieren je nach Substrat und Ansatz verschiedene oTS -Mengen und in Abhängigkeit der perkolierten Flüssigkeitsmenge unterschiedliche Perkulationsrelationen. Diese betrugen bei den reinen Inocula-Ansätzen zwischen 0,25 und $5,41 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS},\text{zu}} \cdot \text{d}^{-1}$. Bei den Rg.Sil.-I.S.-Ansätzen ergab dies ein Perkulationsverhältnis zwischen 0,50 und $8,15 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS},\text{zu}} \cdot \text{d}^{-1}$.

Im betrachteten Intensitätsbereich zeigte sich in der Tendenz, dass mit zunehmendem Perkulationsverhältnis P die CSB_{ges} -Konzentration im Perkolat ansteigt, mit Ausnahme bei der Wiederholung der Versuche mit Riedgras, vgl. Abb. 26.

Der Anteil gelöstem CSB an Gesamt-CSB betrug im 1. Ansatz bei den I.S.- sowie den Rg.Sil.-I.S.-Varianten zwischen 25 und 49 %. Dabei unterscheiden sich die Varianten nur hinsichtlich der CSB-Konzentrationen, vgl. Tab. 21: Satzweise Vergärung, Stoffdaten der Perkolate, Mittelwerte. In der Wiederholung, mit Inoculum aus dem 1. Ansatz und ansonsten gleichen Bedingungen erhöhte sich der gelöste Anteil in beiden Varianten wiederum ähnlich auf Werte zwischen 68 und 74 % des CSB_{ges} , vgl. Anhang 13.

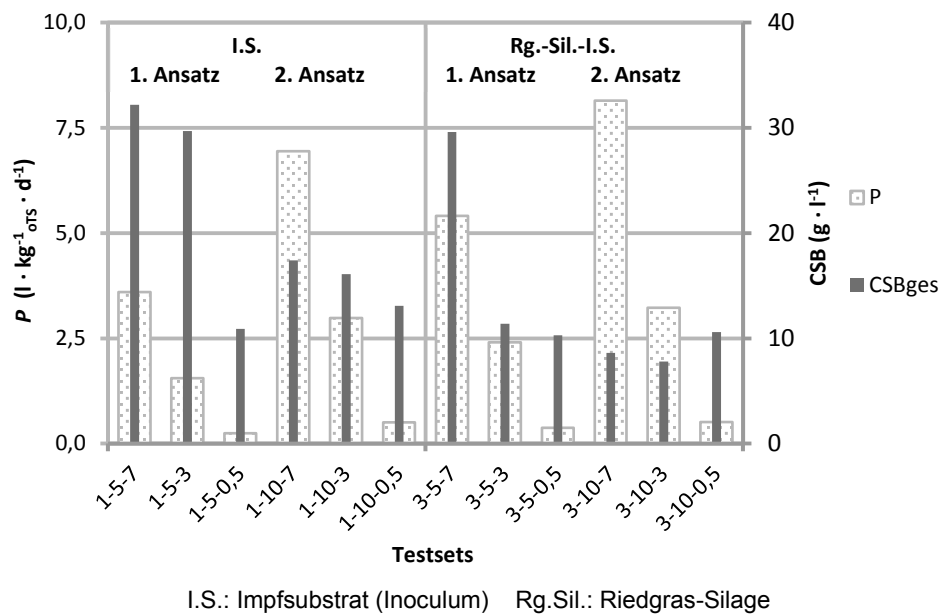
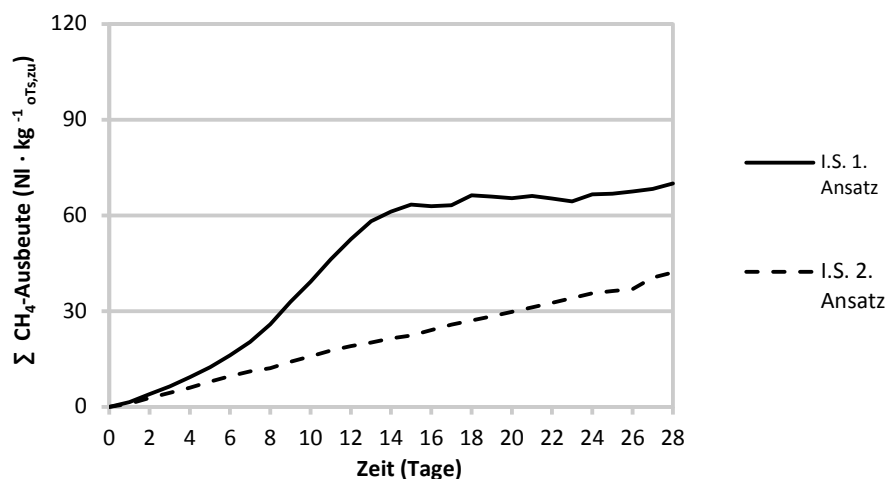


Abb. 26: Perkulationsverhältnis P und CSB_{ges} , satzweise Ansätze

5.1.3 Einfluss des Impfsubstratanteils auf die Gasbildung

Bei den I.S.-Sets verlief der pH-Wert über die Zeit stabil bei einem Mittelwert von pH 7,73, Streuungsmaß AD von 0,1. Der Methangehalt erreichte im ersten Ansatz nach 14 Tagen mit etwa 65 % den Scheitelpunkt. Danach pendelte sich der Gehalt bis Versuchsende auf etwa 55 % ein. In derselben Zeitspanne wurde bereits etwa 89 % der Methanmenge binnen 28 Tagen (ca. $61 \text{ NI} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,zu}} \cdot \text{d}^{-1}$) erzeugt, siehe Abb. 27 und Tab. 22: Mittelwerte und R der Methanausbeuten, satzweise Ansätze.



I.S.: Impfsubstrat (Inoculum) MW: Mittelwert
 Standardabweichung s Tag 28:
 I.S. 1. Ansatz 1,60 I.S. 2. Ansatz 4,25

Abb. 27: CH₄-Ausbeute I.S.-Ansätze kumuliert, MW aus 3 Sets

Im zweiten Ansatz mit Impfsubstrat auf Basis des vorherigen Ansatzes konnte bereits am vierten Tag mit ca. 61 % Methan die höchste Konzentration verzeichnet werden. Der pH-Wert unterschied sich nur marginal vom dem im ersten Ansatz. Der CH₄-Gehalt senkte sich stetig bis zu Versuchsende auf 53,6 %. Innerhalb der 28 Tage wurde eine täglich beinahe gleiche Methanbildung, $R^2 = 0,9978$, gemessen, aber nur ca. 62 % der Ausbeute des ersten Ansatzes erreicht.

Aufgrund von oTS-Konzentrationsunterschieden ergab sich bei den Maissilage-Ansätzen ein oTS-Verhältnis von 1 / 2,3 (Inokulum zu Maissilage) bzw. 1 / 3,05 (Inokulum zu Riedgras-Silage).

Beim ersten Maissilage-Ansatz trat in allen drei Sets in den ersten Tagen bereits eine Versäuerung ein. Die Methangehalte lagen in den ersten drei Wochen unter 30 %. Der pH-Wert sank auf pH 5,8 an Tag 11 und zeigte danach eine leicht steigende Tendenz. Zu Versuchsende wurde im Mittel der drei Sets eine FOS-Konzentration von $16 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ sowie ein Puffer von $6,82 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ TAC gemessen, vgl. Abb. 28 und Abb. 29.

Die oTS-spezifische Methanausbeute der Maissilage lag nach 28 Tagen im Mittel nur geringfügig über der der Inoculum-Ansätze mit $67 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,zu}}$. Die Spannbreite von etwa $47 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,zu}}$ zeigt, dass die Methanbildung in den drei parallelen Sets sehr unterschiedlich verlief, vgl. Tab. 22: Mittelwerte und R der Methanausbeuten, satzweise Ansätze.

Ergebnisse und Diskussion

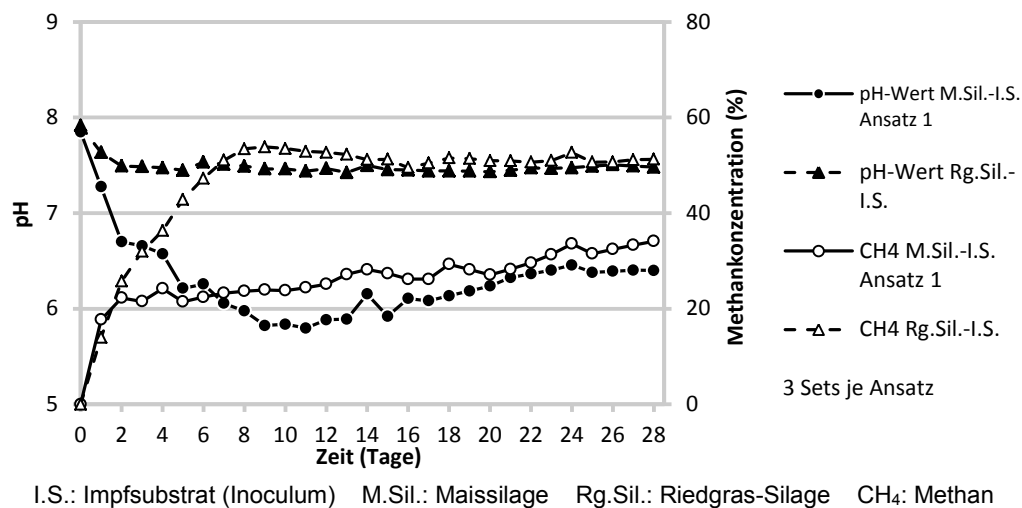


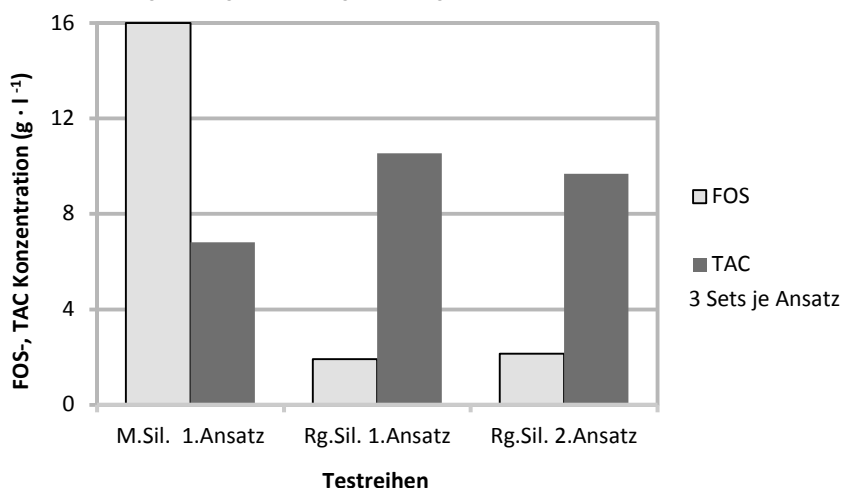
Abb. 28: pH-Wert und Methankonzentration, Mittelwerte, satzweise Ansätze

Im zweiten Ansatz wurde mit negativem Erfolg versucht, den pH-Wert des Perkolats mittels CaCO_3 in den neutralen Bereich anzuheben. Dieser Ansatz wird daher nicht weiter betrachtet.

Bei den Riedgras-Ansätzen stellte sich ab dem dritten Versuchstag ein stabiler pH-Wert von pH 7,5 ein, sowie nach sieben Tage ein Methangehalt von über 50 %, $AD = 0,9$. Zu Versuchsende lag ein gut gepuffertes System vor, mit etwa $10 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ TAC und ca. $2 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ FOS, vgl. Abb. 29.

Die oTS-spezifische Methanausbeute der Riedgrassilage betrug nach 28 Tagen, bereinigt, ca. $98 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,zu}}$, bei $R = 9,96 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,zu}}$, sowie $R^2 = 0,9855$. Im folgenden Ansatz fiel die Ausbeute mit etwa $95 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,zu}}$, und $R = 5,5 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,zu}}$, $R^2 = 0,9718$, nur geringfügig niedriger aus. Dabei erzeugte der zweite Impfsubstrat-Ansatz mit $42,8 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,zu}}$ deutlich weniger Methan, vgl. Tab. 22: Mittelwerte und R der Methanausbeuten, satzweise Ansätze und Abb. 30.

FOS: Freie organische Säuren TAC: Gesamter anorganischer Kohlenstoff
M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage



Standardabweichung s:

1. Ansatz: M.Sil. 6,59/1,40 Rg.Sil. 0,79/4,21

2. Ansatz: Rg.Sil. 1,53/4,26

Abb. 29: FOS und TAC zu Versuchsende, Mittelwerte, satzweise Ansätze

Tab. 22: Mittelwerte und R der Methanausbeuten, satzweise Ansätze

	Substrat	$y_{CH_4}^{1) 3)}$ [l·kg ⁻¹ _{oTS,zu}]	$y_{CH_4}^{2) 3)}$ [l·kg ⁻¹ _{oTS,zu}]	R [l·kg ⁻¹ _{oTS,zu}]
1. Ansatz	I.S.	68,98	0	3,19
	M.Sil.-I.S.	74,37	5,39	47,39
	Rg.Sil.-I.S.	167,20	98,23	9,96
2. Ansatz	I.S.	42,80	0	7,50
	M.Sil.-I.S.	n.g.	n.g.	n.g.
	Rg.Sil.-I.S.	138,15	95,34	5,50

I.S.: Impfsubstrat; M.Sil.: Maissilage; Rg.Sil.: Riedgras-Silage

y_{CH_4} : Methanausbeute R : Spannweite oTS: organische Trockensubstanz

¹⁾: Methanausbeute, $t_m = 28$ d, $n = 3$

²⁾: Methanausbeute nach Abzug der Impfsubstrat-Ausbeute, $t_m = 28$ d, $n = 3$

³⁾: Methanausbeute ohne Korrektur nach WEISSBACH (2009)

n.g.: nicht gewertet

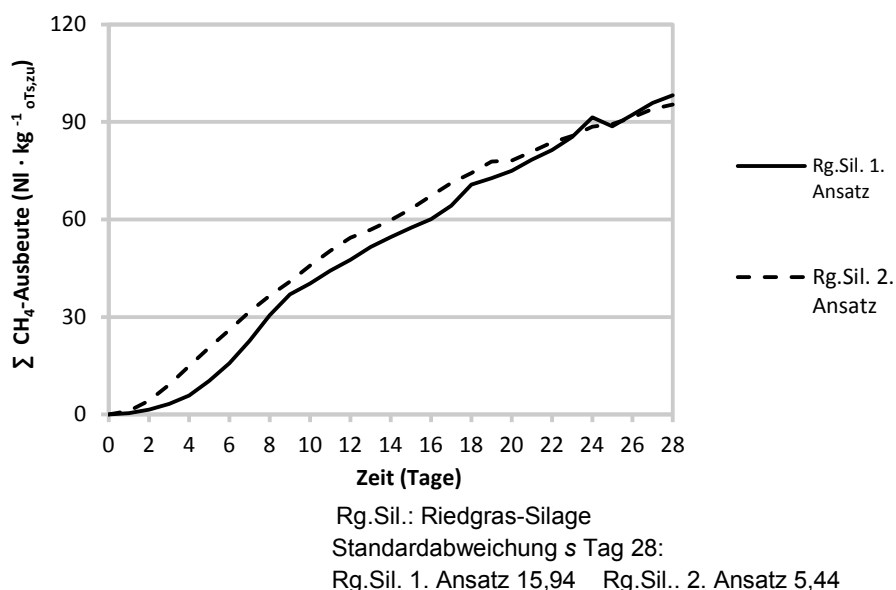


Abb. 30: CH₄-Ausbeute Rg.Sil.-Ansätze, bereinigt, kumuliert, MW aus 3 Sets

5.1.4 Impfsubstratanteil und Perkolatführung in der Praxis

Von insgesamt 46 ermittelten Boxenfermentationsanlagen wurden 36 Betreiber mit Erfolg kontaktiert. Hiervon lag der Rücklauf bei 50 % (18 Anlagen). Acht Abfall- und zehn NawaRo-Anlagen konnten ausgewertet werden, vgl. Anhang 14.

Der jährliche Substratdurchsatz bei NaWaRo-Anlagen erreichte 14.000 Mg, während die Abfallanlagen meist für größere Durchsätze ausgelegt waren, siehe Abb. 31. Mit steigendem Substratdurchsatz wurden in der Regel mehr Gärbehälter, in der gleichen Größe, eingesetzt.

Ergebnisse und Diskussion

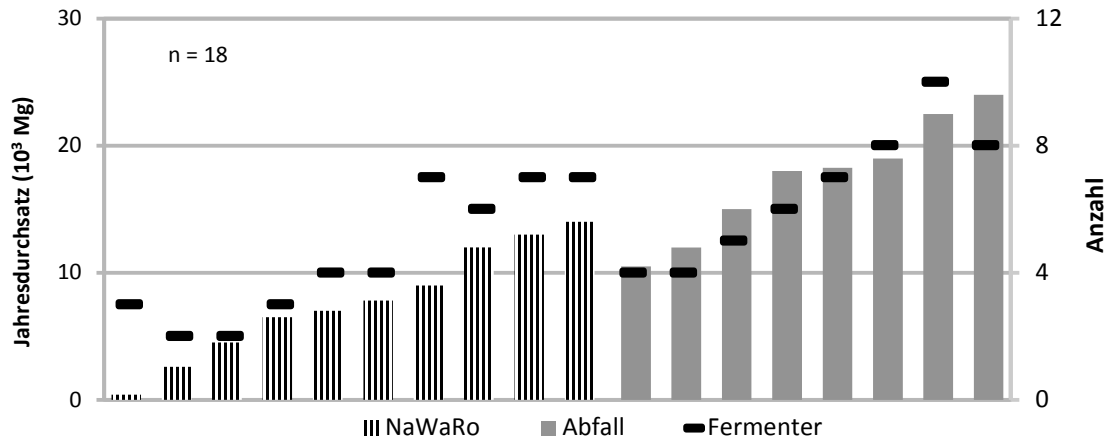


Abb. 31: Anlagendurchsatz nach Substratklasse und Anzahl Fermenter, Erhebung 2013

Jede Anlage verfügte über mehrere Fermenter, meist fünf bis acht Behälter. Am häufigsten wurde eine Substratcharge über vier Wochen vergärt, in fünf von 18 Anlagen nur etwa drei Wochen, vgl. Abb. 32.

Das durchschnittliche Bruttovolumen eines Behälters belief sich auf 613 m³, bei AD = 213 m³, vgl. Tab. 23: Kenngrößen und –zahlen Boxenfermenter (Betreiberangaben). Das kleinste wie auch das größte Behältervolumen wurde jeweils nur einmal realisiert. Ein Zusammenhang zwischen der Größe des Einzelbehälters und der Substratklasse ist anhand der Daten nicht zu erkennen.

Das Animpfverhältnis wurde von den Betreibern substratspezifisch gewählt. Die Bandbreite war hoch. In Abfallanlagen wurde in der Tendenz weniger Gärrest mit Substrat gemischt. Im Mittel wurden dort massenbezogen 0,3 Anteile Gärrest mit einem Anteil Substrat gemischt. Drei Betreiber gaben ein Verhältnis von 1 / 1 an, zwei weitere zwei Betreiber setzten ausschließlich biogene Abfallstoffe ein.

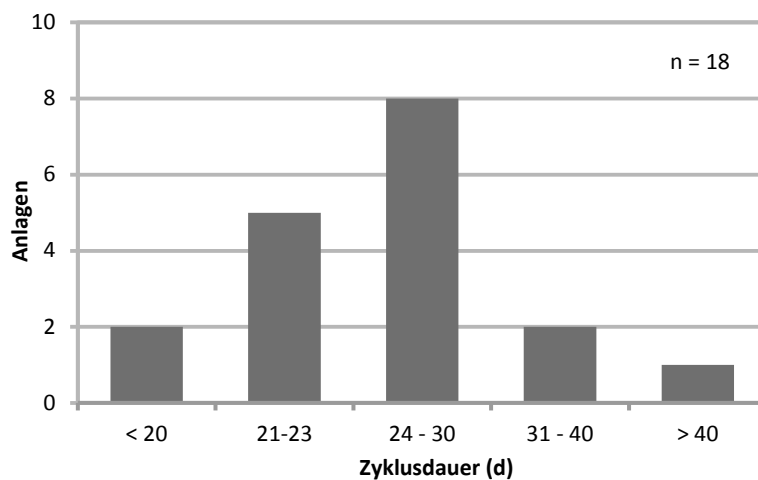


Abb. 32: Substratverweilzeiten in Boxenfermentern

In Anlagen, deren Substrate nicht zu Abfällen zählen, wurden Mischungsverhältnisse zwischen 9 / 1 und 1 / 1, $\bar{x}_{arithm} = 1,2 / 1$, hergestellt. Ein Betreiber setzte keinen Gärrest ein. Dort bestand der Substratmix überwiegend aus Pferde- und Rindermist.

Tab. 23: Kenngrößen und –zahlen Boxenfermenter (Betreiberangaben)

	$V_{Ferm.}$ [m ³]	$h_{Substr.}$ [m]	$r_{Substr.}$ [kg _{Substr.} ·m ⁻³]	$TS_{Substr.}$ [%]	$TS_{Gärrest}$ [%]	CH_4 [%]
\bar{x}_{arithm}	613,1	3,1	293	36,1	23,8	55,8
AD	213,2	0,6	141	3,9	7,2	2,0
Max	1.050	4,25	886	50	40	63
Min	50	1,5	87	30	2,44	52
n	18	18	18	10	11	18

$V_{Ferm.}$: Faulraumvolumen $h_{Substr.}$: Stapelhöhe $r_{Substr.}$: volumenbezogene Beladungsrate pro Beschickung eines Behälters und ohne Impfmateriell TS : Trockensubstanz CH_4 : Methan

\bar{x}_{arithm} : Arithmetisches Mittel AD : durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

Bei der Fermenterbefüllung wurde im Mittel das Substrat 3,10 m hoch aufgeschüttet, $AD = 0,60$ m. Eine Ausnahme bildete die im Volumen und Durchsatz kleinste Anlage. Dort wurde nur bis auf eine Höhe von 1,50 m aufgeschichtet.

Es wurden je Kubikmeter Brutto-Fermentervolumen im Mittel knapp 300 kg (Frischsubstratanteil) eingebracht. Hohe volumenbezogene Beladungsraten betrafen Anlagen, die kein Impfmateriell zusetzen. Auch hier konnte kein Zusammenhang zu der Substratklasse hergestellt werden.

Alle NaWaRo-Anlagen setzten mehrere Substratarten (drei bis sieben) ein. In acht von zehn der Anlagen wurde, unter anderem, Mist eingebracht. In vier von zehn NaWaRo-Anlagen wurden Spurenelemente zugesetzt. Vereinzelt wurden auch Zellkulturen eingesetzt, ferner das Perkolat gepuffert sowie versucht, den Substrataufschluss chemisch oxidativ zu verbessern. Betreiber von Abfallanlagen verwendeten keine derartigen Hilfsstoffe, bzw. machten dazu keine Angaben.

Der TS-Gehalt der Gärmaterialien betrug im Mittel etwa 36 %. Der am Ende einer Fermentationsperiode entnommene Gärrest enthielt durchschnittlich noch etwa 24 % TS. Hier war die Abweichung mit ca. 7 %_{abs.} größer als beim Input.

Die Anlagen erzeugten Biogas ähnlich guter Qualität. Der durchschnittliche Methananteil lag bei 56 %. Ein Betrieb gab eine CH_4 -Konzentration im Gas von 63 % an.

Alle Perkolattanks der Anlagen waren mit einer Heizung ausgestattet. Die Perkolatmenge variierte stoffklassenunspezifisch in einem weiten Bereich. In etwa 50 % der Fälle wurde ein Perkolatvolumen, das 10 bis 30 % des gesamt installierten Bruttovolumens der Fermenter entspricht, vorgehalten, vgl. Abb. 33.

Nur in einem Fall waren die Volumina in etwa gleich. Auf dem Betrieb mit dem geringsten anteiligen Volumen (2 %) wurde das Perkolat gepuffert, sowie weitere Prozesshilfsmittel eingesetzt.

Ergebnisse und Diskussion

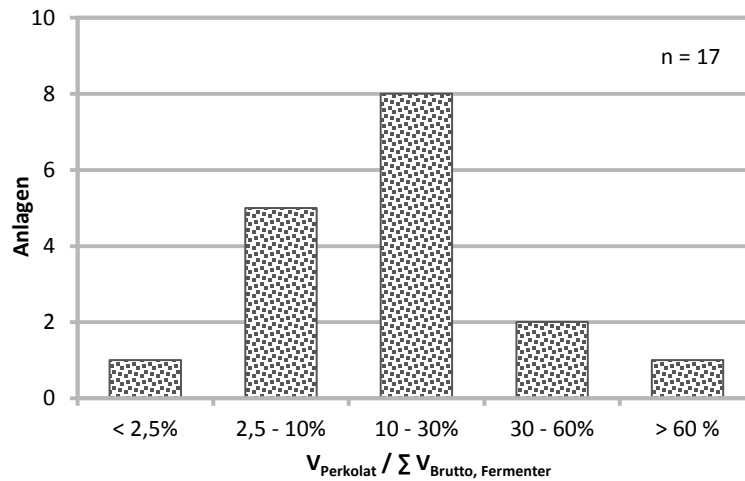


Abb. 33: Perkolat- und Fermentervolumen in Boxenfermentern

Da nur wenige Angaben zu oTS gemacht worden sind, wurde zur Auswertung die Intensität der Perkolation auf die eingesetzte Frischmasse bezogen. Auch hier streuten die Ergebnisse in einem weiten Bereich. Am häufigsten (50 %) wurden täglich bis zu 100 l Perkolat je 1000 kg Substrat auf den Substratstöcken verteilt, vgl. Abb. 34. Auch hier konnte kein Zusammenhang zu Substratklassen hergestellt werden.

Zur Perkolatzusammensetzung sind nur wenige Daten eingegangen. Am häufigsten wurden Angaben zum pH-Wert gemacht. Im Mittel der Anlagen lag dieser bei einem Wert von pH 7,8, bei geringer absoluter Abweichung, siehe Tab. 24: Stoffdaten Perkolate, Boxenfermenter (Betreiberangaben).

Die TS-Gehalte der Perkolate streuten zwischen 1,2 und 7,6 %, wobei vor allem in den NaWaRo-Anlagen die TS-Gehalte über dem Mittelwert lagen.

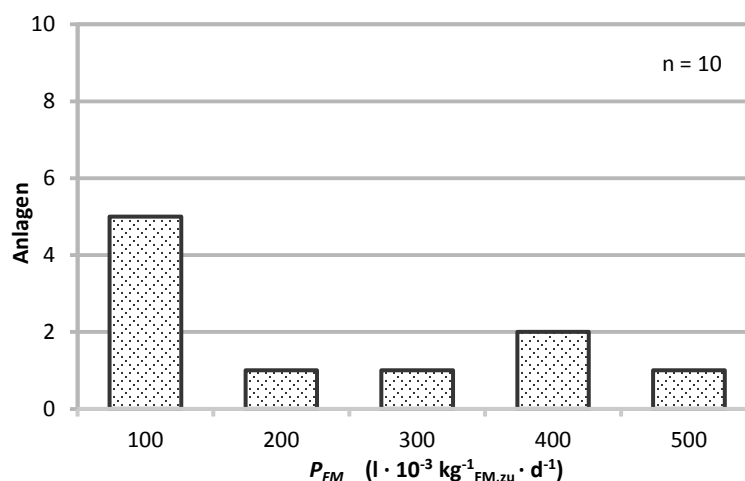


Abb. 34: Perkulationsverhältnis, Bezug: Substratmenge

Tab. 24: Stoffdaten Perkolate, Boxenfermenter (Betreiberangaben)

	$TS_{\text{Perk.}}$ [%]	$CSB_{\text{ges. Perk.}}$ [g·l ⁻³]	$pH_{\text{Perk.}}$
\bar{x}_{arithm}	3,5	25,3	7,8
AD	1,7	13,1	0,4
Max	7,6	45	8,3
Min	1,2	12	6
n	7	3	17

TS: Trockensubstanz CSB: Chemischer Sauerstoffbedarf , gesamt

\bar{x}_{arithm} : Arithmetisches Mittel AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

Die häufigste Perkolatführung war die Mischberieselung der Substratstöcke. Perkoliert wurde diskontinuierlich, bei bis zu 72 Zyklen pro Tag. Die angegebenen Gründe für eine Änderung in der Intensität waren sehr unterschiedlich und zum Teil kontrovers, vgl. Abb. 35.

Mit einer Ausnahme wurde in Abfall-Anlagen eine programmgesteuerte Perkolation eingesetzt, ohne nähere Angaben von den Betreibern. Aus diesem Grund wurden diese Fälle mit denen ohne Angaben für die Auswertung gleichgestellt.

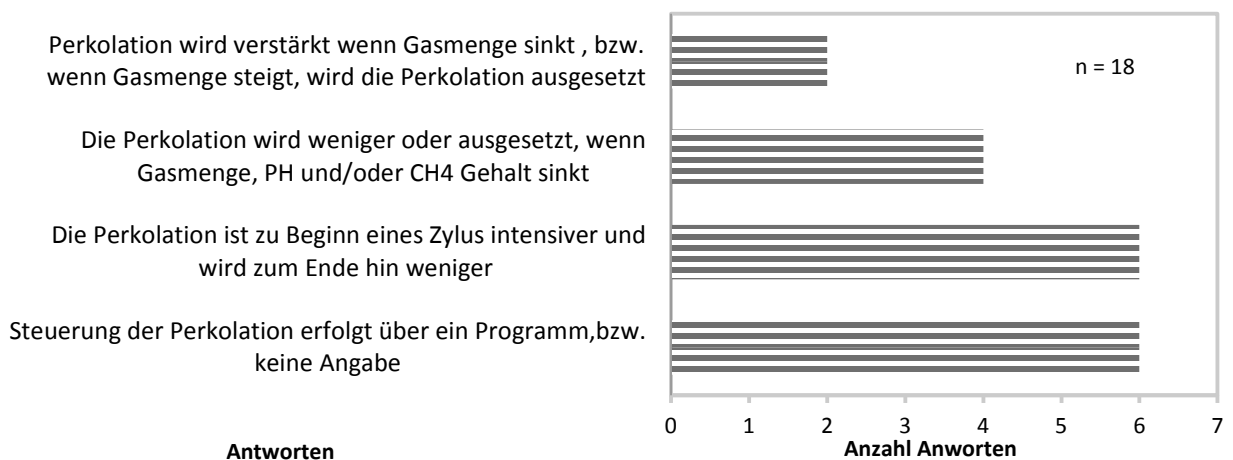


Abb. 35: Perkulationsstrategien in Boxenfermentern

5.1.5 Bewertung der Versuchs- sowie der Befragungsergebnisse

Die Versuchssubstrate nahmen die Flüssigkeit zum Befeuchten in unterschiedlichen Anteilen auf. Die Riedgras-Silage absorbierte bei einer Ausgangsfeuchte von etwa 50 % mehr Wasser als Maissilage mit etwa 65 % Substratfeuchte. Die höheren Feuchtegehalte der Gärreste waren ursächlich dafür, dass trotz Masseverlust durch die Gasbildung die Gärrestmassen zu Versuchsende höher ausfallen.

Die Wasseraufnahme bedingte ferner zumindest teilweise die Zunahmen der Substratdichten um etwa ein Drittel bei Mais sowie um etwa die Hälfte bei Riedgras. Die Auswirkungen des Gärprozesses und der Perkolatapplikation auf die Formstabilität der pflanzlichen Struktur sowie Anhaftung oder Einlagerung suspendierter Feststoffe im Haufwerk wurde im Rahmen dieser Arbeit nicht untersucht.

Der Vergleich zwischen den Ansätzen mit nur Inoculum sowie in Mischung mit Riedgras zeigte, dass die CSB-Fracht im Perkolat stärker vom Ausgangssubstrat, vom Perkulationsverhältnis P dagegen nur wenig, beeinflusst wird. Die im zweiten Ansatz gemessenen und insgesamt geringeren CSB-Konzentrationen bestätigen dies.

Das Perkulationsverhältnis P hat, im untersuchten Spektrum, keinen gerichteten Einfluss auf den Anteil CSB_{gel.} an Gesamt-CSB. Substratabhängige Konzentrationsunterschiede konnten nicht festgestellt werden. Ferner konnte kein Einfluss auf die Methanbildung ermittelt werden.

Strukturunterschiede bei den partikulären Feststoffen dürften eine Ursache sein, weshalb substratspezifisch mehr oder weniger die suspendiert vorliegenden CSB-Bestandteile in der Feststoffmatrix akkumulierten. Dieser Teil wurde im Perkolat abgereichert, denn in den Perkolaten verringerten sich über die Zeit sowohl die TS- als auch die CSB_{ges.}-Gehalte um etwa die Hälfte, vgl. Kap. 5.1.2.

Innerhalb von 28 Tagen wurde organisch gebundener Stickstoff in der Riedgras-Silage im Vergleich zu einem geringeren Prozentsatz ammonifiziert. Zusammen mit der stetigen, aber relativ geringen Methanproduktion und dem niedrigem Säurepegel wurde daraus gefolgert, dass hier die enzymatisch katalysierte Hydrolyse die Kinetik der Methanbildung dominierte.

Riedgras-Silage, 1 / 1 vermischt mit festem Gärrest, konnte ohne negativen Einfluss auf den Prozess vergärt werden. Innerhalb von 28 Tagen wurde das Methanpotential aber nur zum Teil ausgenutzt. Der oTS-Abbaugrad lag zwischen 37 und 43 %. Es konnten eine Methanausbeute von 95 – 98 l_{CH₄}·kg⁻¹_{oTS, zu} binnen 28 Tagen und 37 °C erzielt werden, wobei die durchschnittliche Partikellänge der Silage 20 mm betrug.

Maissilage muss, sofern das Perkolat nur über ein und denselben Fermenter geführt wird, mit einem wesentlich höheren Impfsubstratanteil als 1 / 1 gemischt werden. SPRENGER ET AL. (2006) empfehlen, dass rasch versäuernden Substraten Gärrest bei zumindest oTS-äquivalentem Anteil beigefügt werden sollte.

Mit der Betreiber-Befragung wurde ein breites Spektrum an Anlagengrößen und Durchsätzen erfasst. Es wird angenommen, dass die befragten Betriebe in hohem Maße die Gesamtheit der derartigen Anlagen repräsentieren. Die Substratklassen verteilten sich etwa zur Hälfte auf die Anlagen.

Die Anlagen verfügten überwiegend über vier und mehr Fermenter, in denen in festen Zyklen der Gärprozess zeitlich versetzt abläuft. Auf keiner Anlage wurde das Perkolat pro Behälter getrennt eingesetzt, in der Regel vielmehr gesammelt und planmäßig auf einzelne Behälter verteilt. Der durch diese Mischberieselung erreichte Stoffkonzentrationsausgleich ist in mehrerer Hinsicht vorteilhaft. Aus Behältern im ersten Drittel eines Fermentations-Zyklus wurden flüssige Zwischenprodukte abgeleitet und Behältern mit geringem Säurepegel und hoher Stoffwechselaktivität zugeführt. Das Perkolatmanagement wurde aus folgenden Gründen effizienter: die benötigte Perkolatmenge war geringer sowie der Impfsubstratanteil konnte gesenkt werden. Dadurch wurde insgesamt weniger Fermenterbehälter-Volumen benötigt. Nach Angaben aus der Praxis wurde häufig ein Perkulationsverhältnis $< 0,1 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS}} \cdot \text{d}^{-1}$

eingestellt. Dies ist weniger als 10 % der nach VEEKEN UND HAMELERS (2000b) für einen ungestörten Prozess notwendigen Intensität.

Die Betreiber von Wechselbehälter-Systemen steuerten die Perkolation nach Änderungen im Gärprozess unterschiedlich, zum Teil kontrovers. Die Gründe dafür konnten anhand der Ergebnisse nicht geklärt werden. Den betreffenden Antworten konnte ferner nicht entnommen werden, ob Intensitäten behälterspezifisch geändert werden.

Häufig war das Perkolat-Management derart, dass zu Beginn eines neuen Ansatzes dieser intensiver perkoliert und gegen Ende die Perkulationshöhe in diesem Behälter reduziert wurde. Diese Strategie diente neben der Initialisierung des anaeroben Prozesses auch zur Erwärmung des Substratstocks. Die Reduzierung der Perkolatgabe gegen Ende des Zyklus erfolgte mit dem Ziel, die Feuchte im Gärstock zu verringern und mehr Perkolat im System zu halten.

Ebenso häufig wurde in Anlagen, in denen kein Impfsubstrat eingesetzt bzw. ein enges Mischungsverhältnis gefahren wird, die Perkulationsmenge anhand des pH-Wertes, des Gasvolumens oder der Gaszusammensetzung gesteuert. Dies deckt sich mit der Erkenntnis von KUSCH ET AL. (2012), dass bei Anlagen mit niedrigem Animpfverhältnis die Gefahr der Versäuerung wahrscheinlicher ist und entsprechend gegengesteuert werden muss.

5.2 Einstufige Vergärung - Batchversuche

Die Ansätze bestanden aus etwa 190 l Flüssigkeit (separierter Gärrest) sowie ca. 7,5 kg bzw. 10,5 kg Riedgras-Silage respektive Maissilage. Das Perkolat wurde in 14 Takten pro Tag appliziert. Dies entsprach einem umgewälzten Volumen von etwa $24,8 \text{ l} \cdot \text{d}^{-1}$. Die Riedgras-Silage stammte aus der Ernte 2011, vgl. Tab. 4, Tab. 5 und Tab. 6.

Das Perkulationsverhältnis P lag im Bereich der Intensität, worunter die satzweisen Gärversuche stattfanden, vgl. Kap. 5.1. Aus der vergleichsweise hohen Flüssigkeitsmenge im System resultierte eine niedrige Austauschrate r_{FI} , vgl. Formel 12, Kap. 2.4.3, die dennoch im Bereich der Vergleichsversuche lag, vgl. Tab. 25.

Die Versuchseinrichtung ermöglichte eine gleichmäßige Flächenapplikation des Perkolats. Deshalb konnte der Parameter der hydraulischen Flächenbelastung q_A angewendet werden, vgl. Formel 32, Kap. 4.8.3.

Tab. 25: Perkulationsintensitätsparameter, Batch-Ansatz

P [l·kg ⁻¹ _{oTS, zu} ·d ⁻¹]	r_{FI} [l·l ⁻¹ ·d ⁻¹]	q_A [cm·h ⁻¹]
1,96	0,28	0,16

P : Perkulationsverhältnis r_{FI} : Perkolataustauschrate
 q_A : hydraulische Flächenbelastung

5.2.1 Feststoff-Schwimmschicht

Mittels periodischer Messungen der Schichthöhe wurde die Substratverteilung in je zwei Fermentern parallel untersucht und die Messdaten gemittelt.

In den ersten Tagen erhöhte sich der Pegelstand in den Rg.Sil.-Ansätzen im Mittel um 14 %, in der M.Sil.-Reihe im Mittel um 7 %. Die Schwimmschichten der Rg.Sil.-Reihe verteilten sich in der ersten Woche auf etwa 55 % des Ansatz-Volumens und reduzierten sich gegen Ende auf 42 %. Die flotierenden Stoffe der M.Sil.- Ansätze nahmen bis auf 41 % zu und verringerten sich gegen Ende der Versuchszeit auf 20 %, vgl. Abb. 36.

Insgesamt nahmen über die Zeit die Volumina der Feststoffe in den Behältern ab.

Die Feststoff-Einwaage im Verhältnis zum Volumen, das die aufschwimmende partikuläre Biomasse im Behälter einnimmt, ergab bei Riedgras-Silage eine Partikeldichte zu Versuchs-ende von $93 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$, bei Mais-Silage $238 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$. Die Werte sind den ursprünglichen Schüttdichten: Rg.Sil. $88 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$, M.Sil.: $240 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ – jeweils zweifach bestimmt – sehr ähnlich.

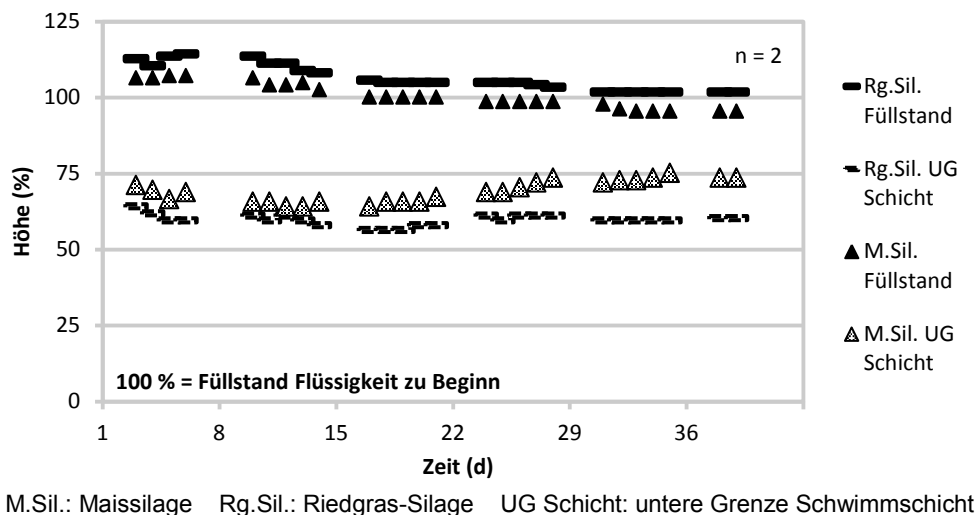


Abb. 36: Schwimmschichthöhe, Mittelwert, Batch-Ansatz, eingestaut

Nach Versuchsende wurde der Behälterinhalt schichtenweise ausgebaut und mittels Schwingsiebung, Rundloch: 1 mm, die Phasen getrennt. Vom Siebrückstand sowie – durchgang wurde die TS sowie die oTS bestimmt, siehe Abb. 37.

Der Gesamt-Stickstoffgehalt der Rg.Sil.-Schwimmschicht (obere Zweidrittel) wurde mit $3,2 \text{ g} \cdot \text{kg}^{-1}$, der M.Sil.-Feststoffschicht mit $3,8 \text{ g} \cdot \text{kg}^{-1}$, bestimmt. Der N-Gehalt der Gärbrühe im unteren Drittel der Fermenter betrug $1,8 \text{ g} \cdot \text{kg}^{-1}$ (Rg.Sil.) und $1,9 \text{ g} \cdot \text{kg}^{-1}$ beim Maisansatz.

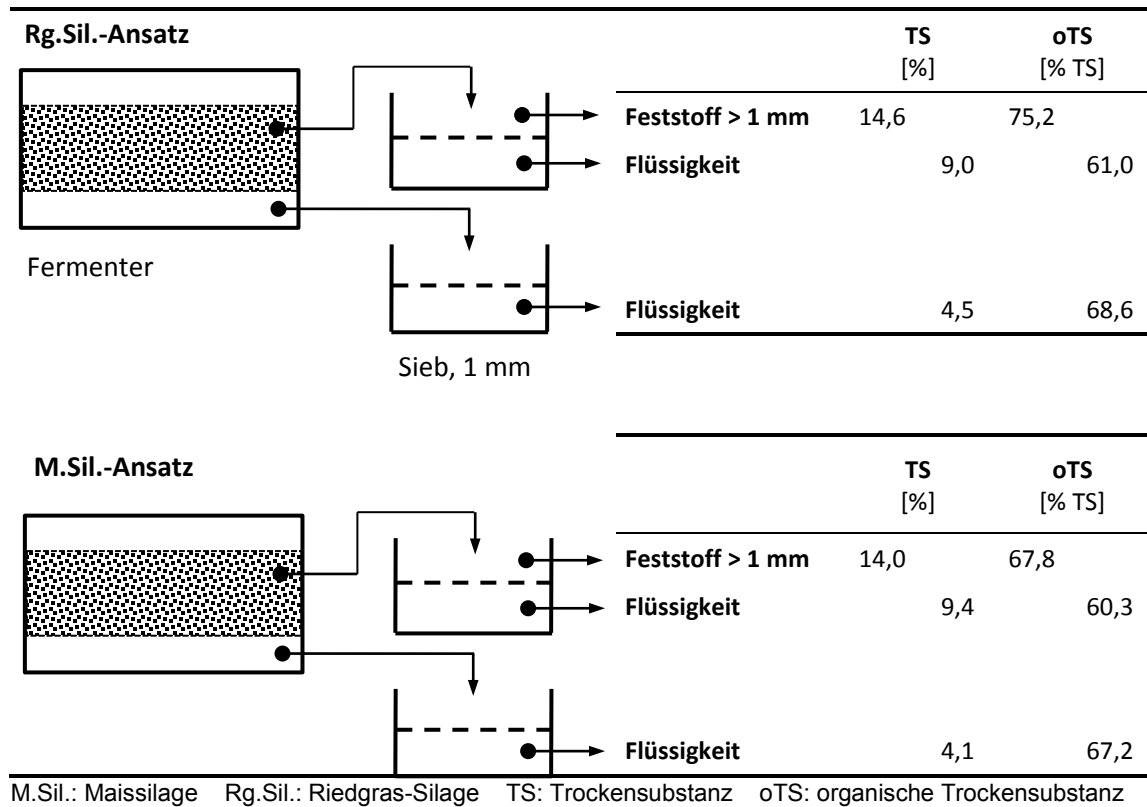


Abb. 37: Methodik zur Bestimmung der TS und oTS, Batch-Ansatz, eingestaut

5.2.2 Eigenschaften des Perkolats

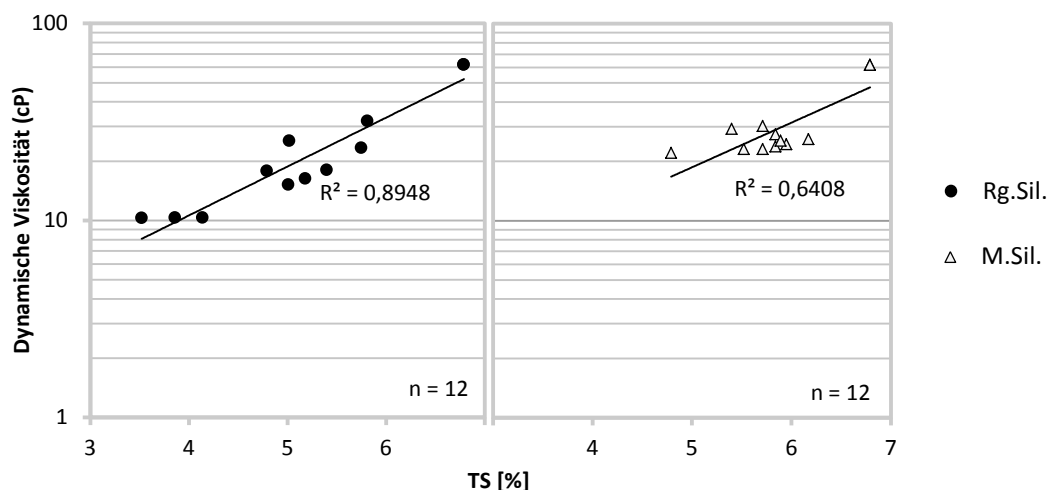
Zu Beginn der Testreihen entsprach der TS-Gehalt der Fermenterflüssigkeit mit 6,79 % dem Inokulum. Die dynamische Viskosität der Flüssigkeit betrug 62 cP. Beide Parameter zeigten über die Versuchszeit abnehmende Werte.

Besonders ausgeprägt verringerte sich die Viskosität über die Zeit bei den Sets mit Riedgras-Silage. Zu Versuchsende wurde bei Rg.Sil. 13 cP gemessen, bei den Mais-Silage-Sets 23 cP. Während der TS-Gehalt in den Rg.Sil.-Sets sich ebenfalls stetig bis auf 4,3 % verringerte, pendelte der TS-Gehalt bei M.Sil. bei 5,6 % ein, vgl. Abb. 38.

Die TS-Gehalte und die Fließeigenschaft des Rg.Sil.-Perkolats korrelierten im vorliegenden Konzentrationsbereich bei R^2 : 0,89 gering.

Ein Zusammenhang zwischen der TS-Konzentration und der dynamischen Viskosität beim M.Sil.-Perkolat hingegen konnte bei R^2 : 0,64 nicht hergestellt werden.

Der GV der festen Rg.Sil.-Gärreste betrug im Mittel 76,1 % TS, im entsprechenden Perkolat im Mittel 61,7 % TS. Bei den Versuchen mit Maissilage wurde ein oTS-Gehalt von 72,1 % TS im festen Gärrest bzw. 63,7 % TS im Perkolat gemessen. Damit lagen bei beiden Substraten die Werte deutlich unter dem GV der Ansatz-Flüssigkeit mit 69,0 % TS.



M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage R^2 : Bestimmtheitsmaß

Abb. 38: Perkolat-TS und Dynamische Viskosität, Batch-Ansatz, eingestaut

Der $CSB_{ges.}$ im Perkolat der Rg.Sil-Sets betrug im Mittel $51,4 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$, bei Mais-Silage $55,2 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$. Der Anteil $CSB_{gel.}$ an $CSB_{ges.}$ wurde mit 12,8 bzw. 12,2 % errechnet.

Die $N_{ges.}$ -Konzentration im Rg.Sil.-Perkolat wurde im Mittel mit $2,55 \text{ g} \cdot \text{kg}^{-1}$, im M.Sil.-Perkolat $2,22 \text{ g} \cdot \text{kg}^{-1}$ bestimmt. Die Elementaranalyse wurde mit getrockneten Proben durchgeführt. Der aus der Originalprobe bestimmte $NH_4\text{-N}$ -Gehalt betrug im Rg.Sil.-Perkolat im Mittel $2,59 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$, im M.Sil.-Perkolat $2,40 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$.

Im Filtrat der Erstbefüllung der Sets wurde die FOS-Konzentration mit $1,8 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ bestimmt, die TAC-Konzentration lag bei $11,5 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$. Gesamtsäuren sowie Pufferkapazität der Flüssigkeiten beider Substrate entwickelten sich ähnlich. Am Ende der Versuchswiederholung lag der FOS-Gehalt zwischen $2,3$ und $2,6 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$, bei einer TAC-Konzentration von etwa $15 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$.

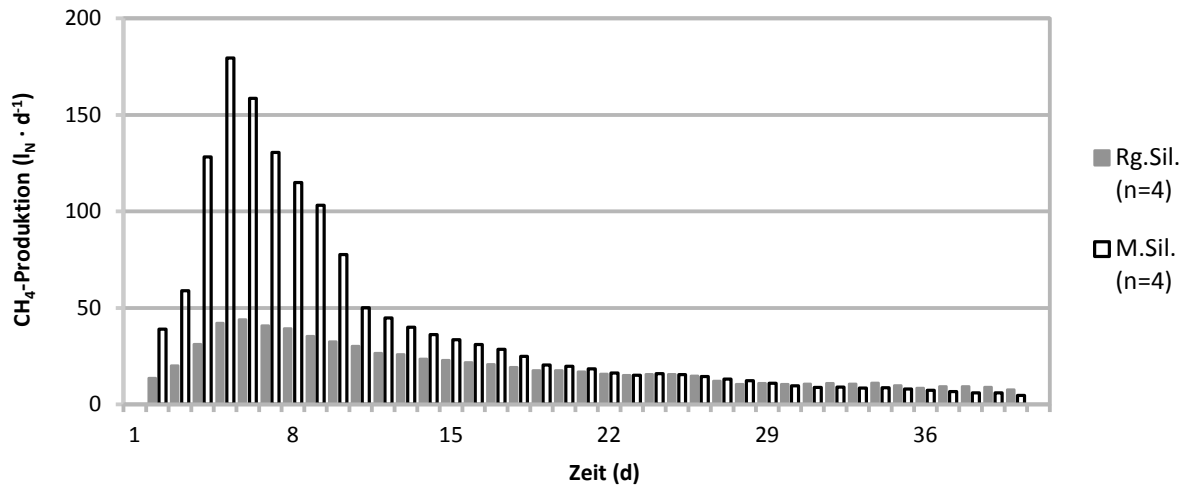
Die pH-Sonden waren auf etwa 66 % – im Bereich der Schwimmschicht – sowie auf etwa 33 % des Füllstands – im Bereich der Fermentationsbrühe – angebracht. Über die Versuchsdauer lag bei den Rg.Sil.-Sets der pH-Wert stabil um pH 7,75. Bei den Mais-Silage-Sets wurde während der ersten Woche ein kurzzeitiges Absinken auf pH 7,5 verzeichnet. Danach lag der Wert stetig bei pH 7,8. Tendenziell wurden in der Schwimmschicht etwas niedrigere pH-Wert ($\leq 0,5$ Punkte) gemessen.

Weitere Stoffdaten der Perkolate finden sich in Anhang 15.

5.2.3 Substrateinfluss auf die Gasbildung

Die Tages-Methanmenge nahm substratspezifisch in den ersten fünf Tagen stark zu, danach verringerte sie sich bei enger werdenden Unterschieden degressiv, vgl. Abb. 39.

Ergebnisse und Diskussion



M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage

Abb. 39: Methanraten der Substrate, je 2 Sets, einfache Wiederholung

In den ersten 14 Tagen erzeugten die Maissilage-Sets im Mittel 75 % der 40-Tages-Menge, hingegen bei den Rg.Sil.-Sets lediglich etwas mehr als 50 % erreicht wurde.

Nach Abzug der Methanausbeute der Ansatzflüssigkeit produzierten die Riedgras-Silage-Sets binnen 40 Tagen im Mittel $137 \text{ I}_{\text{N, CH}_4} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ oTS}_{\text{Zu}}$, bei Abweichungen $< 5 \%$ innerhalb der vier Sets. Aus der Maissilage konnte ca. $336 \text{ I}_{\text{N, CH}_4} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ oTS}_{\text{Zu}}$ gewonnen werden, ebenfalls bei geringer Abweichung vom Mittelwert, siehe Tab. 26: Methanausbeuten Batch-Ansätze, MW und AD.

Tab. 26: Methanausbeuten Batch-Ansätze, MW und AD

Substrat	CH ₄ -Gehalt ¹⁾ [%]	Y _{CH₄,40d} ^{2) 3)} [l · kg ⁻¹ oTS _{Zu}]	AD [l · kg ⁻¹ oTS _{Zu}]
Rg.Sil.	56	136,8	6,6
M.Sil.	58	336,1	13,7

M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage MW: Mittelwert

AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

je 2 Sets, einfache Wiederholung

¹⁾: CH₄-Gehalt zu Versuchsende

²⁾: Methanausbeute, $t_m = 40 \text{ d}$, $n = 4$, nach Abzug Inokulumanteil,

³⁾: Methanausbeute ohne Korrektur nach WEISSBACH (2009)

5.2.4 Bewertung der einstufigen eingestauten Batchversuche

Prozessparameter und Methanausbeuten ließen einen ungestörten Verlauf der Gärung erkennen. Die untere Grenze der partikulären Schwimmschicht war in allen Sets durchgängig klar erkennbar. Die Perkulationsintensität hat die Dichtentrennung sichtlich nicht beeinflusst. Die Untersuchungen zu Partikeldichten ließen einen bemerkenswerten Zusammenhang erkennen. Unter der Voraussetzung, dass Substrate ohne Verdichtung in das perkolierte Gärssystem eingebracht und dort eingestaut werden, stimmt substratspezifisch die Partikeldichte der Schwimmschicht in etwa mit der Schüttdichte überein.

In der Flüssigkeitsschicht stellte sich substratabhängig ein TS-Gehalt von 4,1 % (M.Sil) bzw. 4,5 % (Rg.Sil) ein. Die Flüssigkeiten in den Schwimmschichten zeigten deutlich höhere TS-Konzentrationen: 9,4 % bzw. 9,0 %. Die oTS-Gehalte der Perkolate im Bereich der Schwimmschichten hingegen waren deutlich niedriger als in den darunter liegenden flüssigen Phasen.

Daraus konnte gefolgert werden, dass die Schwimmschicht in Abhängigkeit der eingesetzten Substrate in gewissem Umfang Feststoffe aus dem Perkolat filtert. Ferner zeigen die oTS-Gehalte, dass in der Schwimmschicht komplexe organische Verbindungen in niedermolekulare überführt werden. Diese wurden, bedingt durch die Methodik der oTS-Bestimmung, aber nur teilweise erfasst.

Die $CSB_{ges.}$ -Konzentration im Perkolat liegt um den Faktor 5 höher im Vergleich zur satzweisen Vergärung, Kapitel 5.1, 2. Ansatz, mit etwa $9,0 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$. Um etwa den gleichen Faktor unterscheiden sich die oTS-Konzentrationen: $31,0 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ zu $5,6 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$. Die gelösten CSB-Anteile unterscheiden sich mit $6,6 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ zu $6,0 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ nur gering. Die FOS-Konzentration der Perkolate betragen im Vergleich ca. $2,4 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ respektive etwa $1,3 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$.

Die Methanausbeute der Riedgras-Silage, eingestaut und perkoliert, binnen 40 Tagen summierte sich auf $137 \text{ l}_{\text{N, CH}_4} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, zu}}$. Innerhalb von 28 Tagen wurden 85,5 % ($117 \text{ l}_{\text{N, CH}_4} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, zu}}$) hiervon gebildet, im Vergleich zur satzweisen Vergärung, Kapitel 5.1, bei derselben Verweilzeit etwa 20 % mehr.

Bei gleicher Perkulationsintensität, sowohl in Relation der organischen Trockensubstanz als auch des Perkolatvolumens, wird im befeuchteten Haufwerk im Vergleich zum eingestauten Zustand wenig partikuläre Biomasse, vermutlich auch eine geringe Anzahl an Bakterien, im Flüssigkeitsstrom verfrachtet. Untersuchungen von CIRNE ET AL. (2007) weisen nach, dass in den Feststoffen Mikroorganismen der Domäne Bacteria nachzuweisen sind, aber keine kokkenförmigen Archaeen (*Methanococcales*). Diese finden sich nur im Perkolat und abspülbar an Feststoffoberflächen.

Perkolierte Einstau-Verfahren scheinen hinsichtlich der Verteilung der Mikroorganismen, vor allem von Methanbildern, im Substratstock vorteilhaft zu sein. Das bei der Feststoff-Vergärung im Pfropfenstrom oder in Wechselbehältern substratabhängig wichtige Mischen von Impfmateriell mit Frischsubstrat ist nicht erforderlich.

Die Methanausbeute der Riedgrassilage liegt in derselben Größenordnung wie von der Silage eines Seggen-Bestands (*Caricetum gracilis*), die HERRMANN ET AL. (2014) untersuchten. Im Batch-Absatz erzielten sie $60 - 110 \text{ l}_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, zu}}$, binnen 25 Tagen bei 35 °C und einer Partikellänge von 30 mm. Die Schnittzeitpunkte der Substrate lagen ähnlich spät Ende September. Zu ähnlichen Ergebnissen kommen auch SURENDRA ET AL. (2015) mit Napiergras (*Pennisetum purpureum*). Im Stadium der Vollreife (8 Monate) geerntet und auf Halmlängen von 20 – 10 – 6 mm gekürzt, wurden Methanausbeuten von $98 - 103 - 112 \text{ l}_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, zu}}$ erreicht, bei 37 °C und 42 Tagen Verweilzeit im Batch-Ansatz.

Switchgras (*Panicum virgatum*), auf < 0,85 mm gemahlen, bei 35 °C und einer Verweilzeit von 44 Tagen im Batch-Ansatz ergab eine Ausbeute von $135,5 \text{ l}_{\text{CH}_4} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS, zu}}$ (NIU ET AL. 2015).

Bei Grass-Silage (75 % *Phleum pratense*, 25 % *Festuca pratensis*), Schnittlänge $\approx 100 \text{ mm}$, konnte LEHTOMÄKI (2006) im einstufigen perkolierten Ansatz binnen 55 Tagen unter 37 °C lediglich 20 % des Methanpotentials ausschöpfen. Dies liegt u.a. daran, daß die

Biogasproduktion in den ersten neun Tagen sehr gering ausfiel. Im Vergleich beider Untersuchungen wurden die $CSB_{gel.}$ -Konzentrationen der Perkolate mit etwa $6,6 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ zu $2,0 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ höher bestimmt, ebenso die FOS-Konzentrationen mit ca. $2,3 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ zu $< 1,0 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$.

Schilfgras-Silage (*Phalaris arundinacea*) untersuchten MASSÉ ET AL. (2011). Die Ernten 2008 und 2009, jeweils spät (Anfang Oktober) geerntet, siliert und vor den Versuchen auf $< 1 \text{ mm}$ zerkleinert, ergaben Methanausbeuten von 186 bzw. $170 \text{ l}_{CH_4} \cdot \text{kg}^{-1}_{OTS, zu}$ unter 35°C und unbekannter Verweilzeit.

Die technisch erzielbare Methanausbeute ist abhängig von der Pflanzenart, -sorte, bei Grünland die botanische Zusammensetzung (KHALSA ET AL. 2014, POPP ET AL. 2017), Dünge- bzw. Bewirtschaftungsintensität (PROCHNOW ET AL. 2009, MASSÉ ET AL. 2011), physiologisches Alter zur Ernte (HERRMANN ET AL. 2014, SURENDRA ET AL. 2015), Konservierung und Aufbereitung (HENDRIKS UND ZEEMANN 2009, HERRMANN ET AL. 2014, SURENDRA ET AL. 2015). Dies zeigt, dass ein Vergleich substratspezifischer Methanausbeuten im Grunde nur dann sinnvoll ist, wenn Substrate entweder methodisch gleich untersucht werden oder ein und dasselbe Substrat im Verfahrensvergleich eingesetzt wird.

Aus der Maissilage wurden in höherem Maße suspendierte Feststoffe freigesetzt. Viskosität und Trübung der Brühe indizierten dies. Die kumulierte Methanausbeute (40 Tage) von $336 \text{ l}_{N, CH_4} \cdot \text{kg}^{-1}_{OTS, zu}$ liegt im Bereich der Spanne von 250 – $375 \text{ l}_{N, CH_4} \cdot \text{kg}^{-1}_{OTS, zu}$ nach (AMMON ET AL. 2004, LUNA-DELRISCO ET AL. 2011). Innerhalb von 13 Tagen wurden bereits 75 % der Ausbeute erzielt, 90 % nach 23 Tagen Gärzeit erreicht.

5.3 Einstufige Vergärung – kontinuierliche Versuche

Die Versuche wurden analog den Batch-Tests, Kap. 5.2, mit Flüssigkeit und Substrat angesetzt. Bei den Sets mit Riedgras kam, im Gegensatz zu den vorangegangenen Batch-Tests sowie den Versuchen satzweiser Vergärung mit Perkolation, Kap. 5.1, versuchstechnisch bedingt nur die Ernte 2012 zum Einsatz.

Nach einer Adaptionzeit von jeweils 40 bzw. 10 Tagen folgte die vierzigtägige Messperiode bei vier Belastungsstufen: $B_{R,OTS}$ 1,5 bis $4,5 \text{ kg}_{OTS} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Innerhalb dieser Zeit wurde die Perkulationsintensität in drei Stufen für je 10 Tage variiert, vgl. Tab. 15, Kap. 4.5.3 und Anhang 16.

Im Unterschied zur satzweisen Vergärung war bei kontinuierlicher Substratzugabe das Perkolatverhältnis P nicht anwendbar. Der Parameter wurde ersetzt durch das spezifische Perkolatvolumen $v_{Perk.}$, vgl. Formel 33, Kap. 4.8.3. In Abhängigkeit der Raumbelastung und Perkolat-Taktzahl wurde eine Spanne zwischen 650 und $7.100 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{OTS}$ erfasst.

Die hydraulische Flächenbelastung q_A , vgl. Formel 32, Kap. 4.8.3, wurde in einer Breite von 1,6 bis $14,0 \text{ cm} \cdot \text{h}^{-1}$ abgebildet.

Bei allen Versuchen lagen günstige Milieubedingungen vor. In den M.Sil.-Sets lag der pH-Wert bei geringster Raumbelastung im Mittel bei pH 7,7 ($AD < 0,2$) und nahm mit steigender Belastung auf im Mittel pH 7,4 ($AD = 0,3$) ab. Die pH-Werte der Rg.-Sil.-Sets nahmen mit

Ergebnisse und Diskussion

steigender Raumbelastung leicht zu, von pH 7,8 auf pH 8,0. Die durchschnittliche Abweichung lag hier bei $< 0,1$.

Das Redoxpotential der Ansätze mit Maissilage bewegte sich im Mittel zwischen -497 und -520 mV, bei den Rg.Sil.-Ansätzen zwischen -547 und -560 mV.

5.3.1 Feststoff-Schwimmschicht

Wie bei den Batch-Versuchen, Kap. 5.2, erhöhten sich im Betrieb substratabhängig die Pegelstände, die bei kontinuierlicher Substratzugabe dann in etwa konstant blieben. Der Pegelstand lag bei Maissilage um 10,2 % ($AD = 2,8$), bei Riedgras-Silage um 14,2 % ($AD = 3,0$) höher als der Startfüllstand, vgl. Abb. 40 und Abb. 41.

Bei in etwa konstanten Füllständen der Ansätze variierten die Schwimmschicht-Volumina. Die Versuchsanordnung ermöglichte im Dauerbetrieb einen etwa konstanten Pegelstand, die Steuerung des Schwimmschichtvolumens hingegen war nur eingeschränkt möglich.

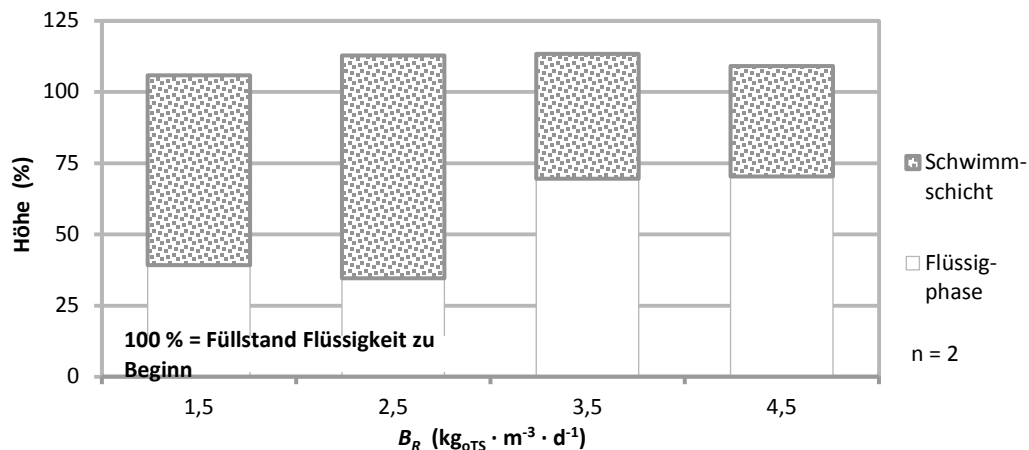


Abb. 40: Schichthöhen Maissilage-Sets, Raumbelastungs-Varianten (40 d), Mittelwerte

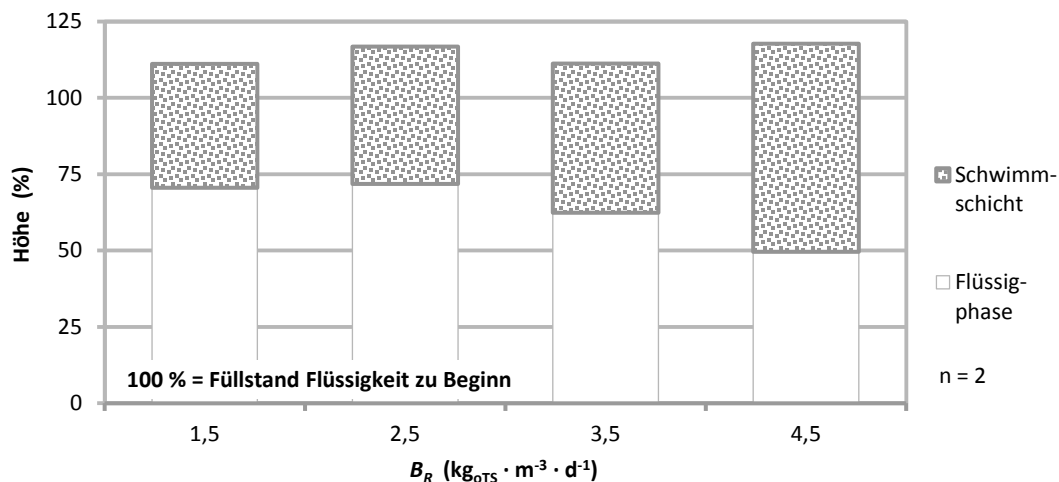


Abb. 41: Schichthöhen Riedgras-Sets, Raumbelastungs-Varianten (40 d), Mittelwerte

Dies beeinträchtigte jedoch nicht das Zwei-Phasen-System sowie den Perkulationsbetrieb. Die geringste Schichthöhe der Flüssigphase bei den acht Ansätzen betrug etwa 35 % des Nennfüllstands.

5.3.2 Eigenschaften des Perkolats

Da die Flüssigkeiten substratspezifisch aus den vorangegangenen Batch-Versuchen, Kap. 5.2, eingesetzt wurden, waren zu Beginn der kontinuierlichen Versuche die TS-Gehalte der Perkolate bereits auf niedrigem Niveau, vgl. Tab. 16, Kap. 4.5.3.

Während der Adaptions- und Messzeiten aller Ansätze lag in den Behältern eine deutliche Trennung zwischen partikulärer Biomasse und Gärflüssigkeit vor.

Im ersten Ansatz mit Maissilage verharrte der TS-Gehalt für drei Wochen bei Werten um 4 %, die Viskosität der Flüssigkeit zwischen 11 und 14 cP. Im weiteren Verlauf und weiteren Ansätzen bei höherer Raumbelastung stellte sich eine TS-Konzentration bei etwa 2 % ein sowie eine Viskosität um 8,0 cP, siehe Abb. 42.

Bei den Mais-Versuchen korrelierten der TS-Gehalt und die Fließeigenschaft der Gärflüssigkeit weder mit der Raumbelastung noch mit der Perkulationsintensität (in den vor beschriebenen Grenzen).

Die Fließeigenschaft der Gärflüssigkeit in den Rg.Sil.-Ansätzen unterschied sich kaum vom Perkolat der Maisansätze. Die TS-Gehalte lagen bei geringen Raumbelastungen in der Tendenz zwischen 1 und 1,5 %, bei B_R 3,5 kg_{OTS}·m⁻³·d⁻¹ und darüber um 2 %. Die Differenz war zu gering, um daraus einen Zusammenhang mit der Raumbelastung abzuleiten. Wie bei Mais konnte auch hier kein Zusammenhang zur Perkulationsintensität festgestellt werden.

Der oTS-Anteil der Trockensubstanz im Perkolat lag bei den M.Sil.-Ansätzen in einem Bereich zwischen 67 und 72 % TS, während die Spannbreite bei Riedgras-Silage bei 49 bis 60 % TS deutlich geringer war, vgl. Anhang 17.

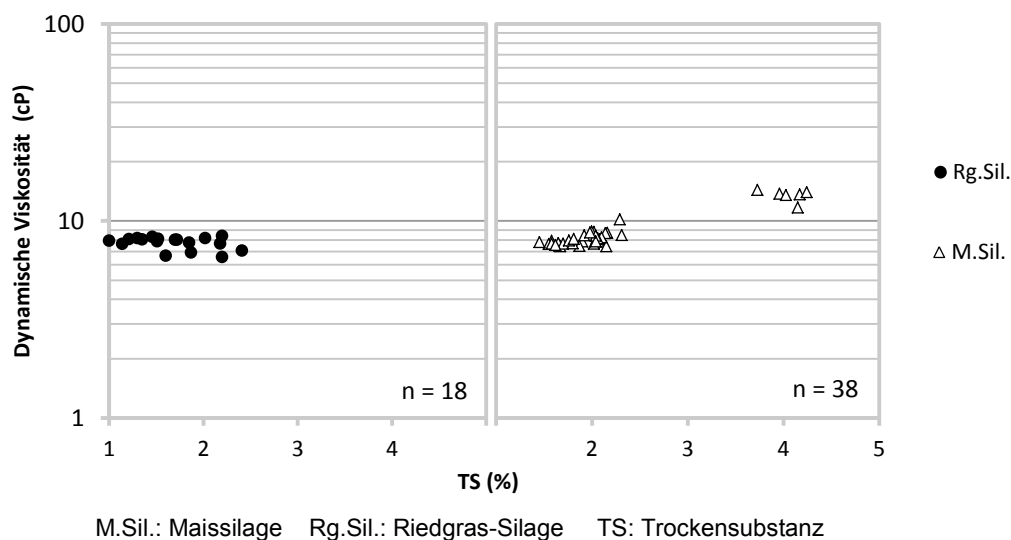
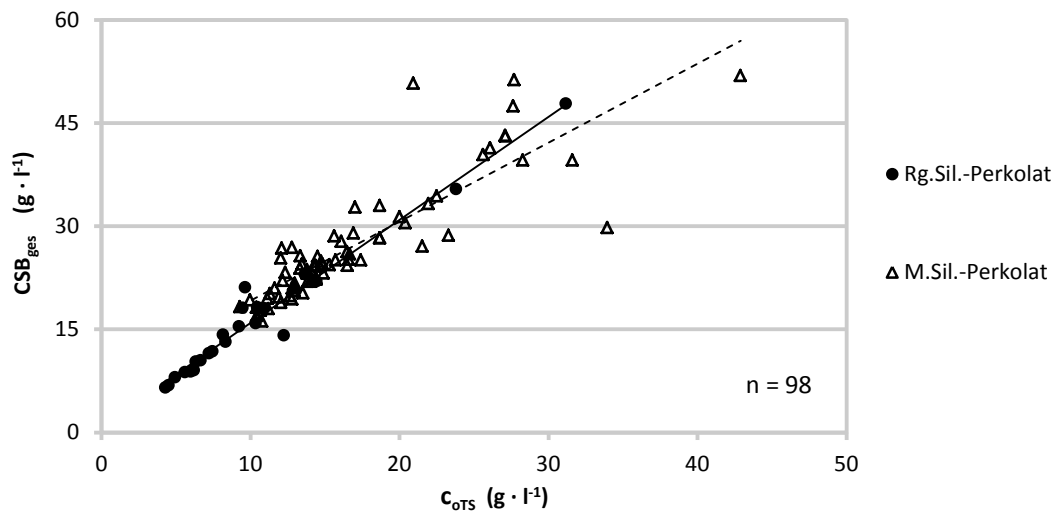


Abb. 42: Perkolat-TS und dynamische Viskosität bei kontinuierlichem Betrieb

Analog hierzu waren die $\text{CSB}_{\text{ges.}}$ -Gehalte bei Mais mit 20 bis 34 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ höher als bei den Rg.Sil.-Ansätzen mit Gehalten zwischen 9 und 18 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$.

Bei gelöstem CSB hingegen gab es keinen Unterschied. In den Ansätzen lag die Konzentration zwischen 4 und 8 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$, vgl. Anhang 17.

Die oTS der Rg.Sil.-Perkolate korrelierte bei $R^2 = 0,96$ in hohem Maß mit dem Gesamt-CSB, vgl. Abb. 43. Bei Maissilage hingegen war eine weit größere Streuung zu verzeichnen.



M.Sil.: Maissilage Rg.Sil.: Riedgras-Silage c_{oTS} : Konzentration organischer Trockensubstanz

Abb. 43: Gesamt-CSB und Perkolat-oTS

Mit steigender Raumbelastung blieb die $\text{CSB}_{\text{ges.}}$ -Konzentration bei den M.Sil.-Ansätzen in etwa konstant, bei der Riedgras-Silage hingegen war eine steigende Tendenz zu verzeichnen, vgl. Anhang 18.

Die Leitfähigkeit im M.Sil.-Perkolat verringerte sich von etwa 20 auf 14 $\text{mS}\cdot\text{cm}^{-1}$, bei den Grasansätzen stieg sie auf etwa 27 $\text{mS}\cdot\text{cm}^{-1}$, vgl. Abb. 44.

Der Ammonium-Stickstoffgehalt der Gärflüssigkeit der Riedgras-Silage prägte bei $R^2 = 0,90$ die Leitfähigkeit in hohem Maß. Bei Maissilage wurde bei den Parametern bei $R^2 = 0,79$ eine weitaus geringere Korrelation festgestellt, vgl. Abb. 45.

Als Ursachen kommen andere Salze, wie der hohe Kaliumgehalt der Maissilage vgl.6, bei gleichzeitig geringer $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration, vgl. Anhang 17, in Betracht.

Das Verhältnis von Ammonium-N zu Leitfähigkeit $r_{\text{NH}_4\text{-N,LF}}$ in der Perkolaten beider Substrate sehr ähnlich, bei Rg.Sil.: 0,0848, bei M.Sil.: 0,0836.

Ergebnisse und Diskussion

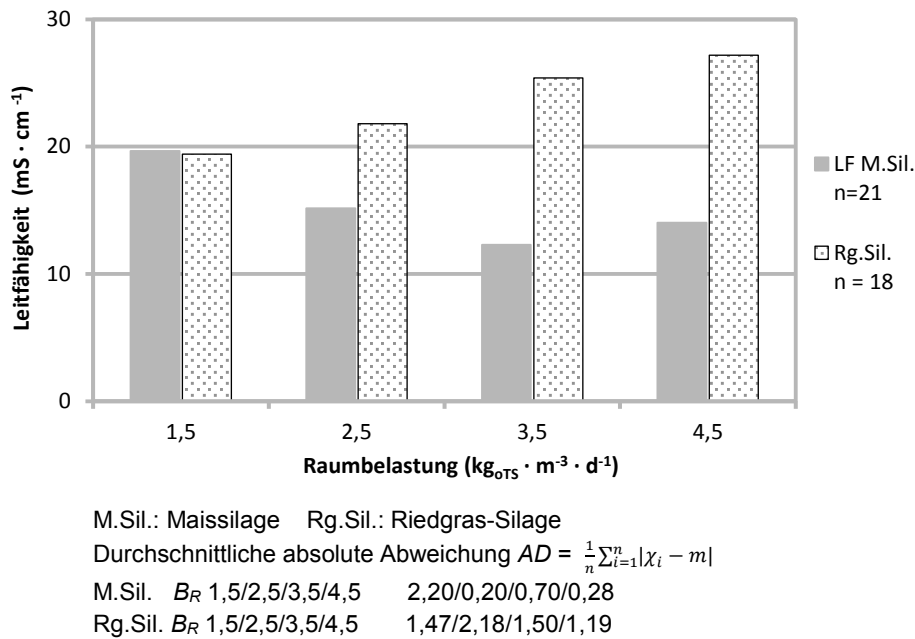


Abb. 44: Leitfähigkeit der Perkolate in den B_R -Varianten

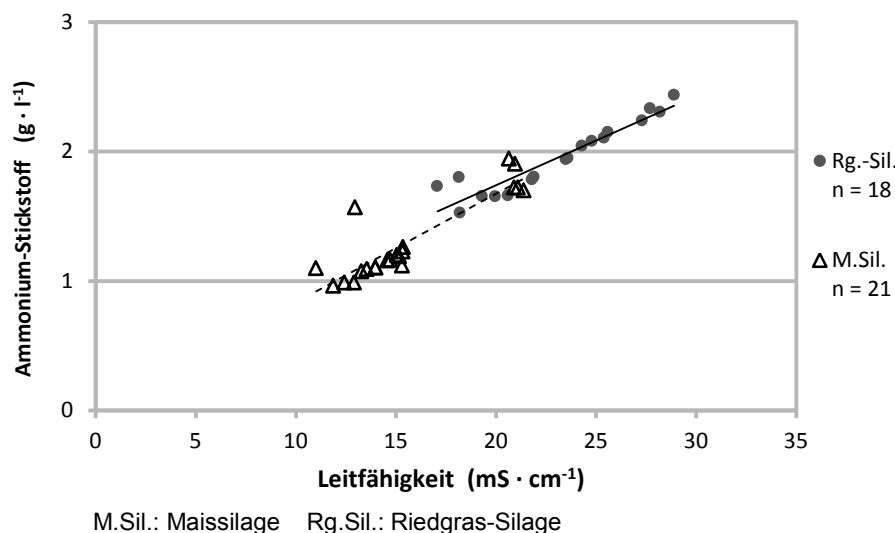


Abb. 45: Ammonium-N und Leitfähigkeit

5.3.3 Einfluss der Beladungsrate auf die Gasbildung

Die Mais-Ansätze wurden im Parallelversuch mit zwei Fermenter untersucht. Der spezifischen Methanausbeuten der Rg.Sil. dagegen wurden im einfachen Ansatz bestimmt. Bei beiden Substraten nahmen mit steigender Raumbelastung die spezifischen Methanausbeuten ab, vgl. Tab. 27: Methanausbeuten, Mittelwerte, AD , B_R -Varianten kontinuierlicher Betrieb.

Die Ergebnisse können ohne Berücksichtigung weiterer systembedingter Einflüsse nicht mit Resultaten, die in einphasigen Systemen wie zum Beispiel CSTR-Verfahren gewonnen wurden, verglichen werden.

Tab. 27: Methanausbeuten, Mittelwerte, AD, B_R-Varianten kontinuierlicher Betrieb

Versuchs-Nr.	Substrat	$B_{R, oTS}$ [g _{oTS} ·l ⁻¹ ·d ⁻¹]	y_{CH_4} (AD) [l _N ·kg ⁻¹ _{oTS}]
1-R3/R4	M.Sil. ¹⁾	1,5	334,4 (27,3)
2-R3/R4		2,5	304,7 (28,9)
3-R3/R4-a		3,5	305,0 (15,7)
3-R3/R4-b		4,5	299,7 (10,9)
3-R1-a	Rg.Sil. ²⁾	1,5	259,1 (10,0)
3-R1-b		2,5	252,4 (15,7)
3-R2-a		3,5	180,4 (14,4)
3-R2-b		4,5	169,0 (20,0)

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage $B_{R, oTS}$: organische Raumbelastung y_{CH_4} : Methanausbeute
oTS: organische Trockensubstanz AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

¹⁾: n = 60 je Variante ²⁾: n = 30 je Variante

In Kapitel 4.8.2 wurde begründet, weshalb Untersuchungen zur genaueren Bestimmung der Beladungsrate $OLR_{TS,SS}$ sowie der Verweilzeit grob partikulärer Substratbestandteile $\theta_{TS,SS}$ erforderlich waren. Bei allen in den Fermenter eingebrachten sowie dem System entnommenen Stoffen wurden regelmäßig die Massen bestimmt, vgl. Formel 14 bis 21, Kap. 4.8.1. Ferner wurde zeitgleich das Volumen der Schwimmschichthöhe erfasst, um die Dynamik der TS-Verteilung im Fermenter ermitteln zu können. Über die Bestimmung der TS-Konzentration in der Flüssigkeitsschicht und deren Volumen konnte die TS-Masse, die sich zeitgleich in der Schwimmschicht befand, errechnet werden, vgl. Tab. 28: Trockensubstanz, Verteilung und Dichte, Mittelwerte, kontinuierlicher Betrieb.

Tab. 28: Trockensubstanz, Verteilung und Dichte, Mittelwerte, kontinuierlicher Betrieb

Versuchs-Nr.	Substrat	$B_{R, oTS}$ [g _{oTS} ·l ⁻¹ ·d ⁻¹]	$m_{TS \text{ Ferm.}}$ (AD) [kg]	$m_{TS SS}$ (AD) [kg]	$\rho_{TS SS}$ (AD) [g·l ⁻¹]
1-R3/R4	M.Sil. ¹⁾	1,5	n.b.	n.b.	n.b.
2-R3/R4		2,5	9,30 (1,10)	8,46 (1,09)	46,9 (5,9)
3-R3/R4-a		3,5	10,47 (1,02)	7,59 (1,24)	92,5 (9,5)
3-R3/R4-b		4,5	11,41 (0,33)	8,73 (0,58)	111,4 (14,0)
3-R1-a	Rg.Sil. ²⁾	1,5	7,57 (0,63)	5,88 (0,53)	73,4 (10,0)
3-R1-b		2,5	8,76 (0,98)	6,56 (0,81)	76,1 (10,0)
3-R2-a		3,5	12,06 (1,25)	9,64 (1,15)	101,1 (13,0)
3-R2-b		4,5	14,71 (1,58)	12,44 (1,90)	93,9 (8,0)

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage $B_{R, oTS}$: organische Raumbelastung $m_{TS \text{ Ferm.}}$: Trockensubstanzmasse im Fermenter $m_{TS SS}$: Trockensubstanzmasse in der Schwimmschicht $\rho_{TS SS}$: Dichte der Trockensubstanz in der Schwimmschicht AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

¹⁾: n = 34 je Variante ²⁾: n = 17 je Variante

Die Ergebnisse wurden der dem Netto-Reaktorvolumen täglich zugeführten oTS-Menge: $B_{R,oTS}$, zugeordnet. Die Trockensubstanz befindet sich überwiegend in der Schwimmschicht. Bei den M.Sil.-Versuchen betrug der Anteil zwischen 72,5 und 91 %, bei den Rg.Sil.-Versuchen zwischen 74,9 und 84,6 % der gesamten TS-Masse. Da die TS-Gehalte in der Flüssigphase konstant niedrig bei Werten um 2 % lagen, korreliert die TS-Gesamtmasse mit der TS-Masse in der Schwimmschicht.

Mit zunehmender Raumbelastung erhöhte sich die TS-Dichte $\rho_{TS,ss}$ in den Schwimmschichten, ausgeprägt bei den M.Sil.-Ansätzen. Bei den Riedgras-Versuchen zeigte sich ein indifferentes Bild.

Die Beladungsrate der Schwimmschicht stieg erwartungsgemäß mit der Steigerung der täglich eingebrachten Substratmengen. Bei Maissilage konnte dieser Zusammenhang eindeutig festgestellt werden, trotz eines abnehmenden Schwimmschichtvolumens, vgl. Tab. 29, Abb. 40, sowie Kap. 5.3.2.

Bei den Rg.Sil.-Ansätzen war bei hoher Raumbelastung kein Anstieg in der Beladungsrate zu verzeichnen. Die Ursache könnte in der Zunahme des Schwimmschichtvolumens um etwa 39 % - von $B_{R,oTS}$ 3,5 auf 4,5 - trotz leicht abnehmender TS-Dichte, vgl. Tab. 28, liegen.

Aus TS-Dichte und Beladungsrate wurde die Verweilzeit der Feststoffe im Fermenter $\theta_{TS,ss}$ errechnet. Dieser Parameter erfasst im Vergleich zu HRT die reale Verweilzeit der Feststoffe aus mehreren Gründen wesentlich präziser.

Der TS-Anteil in der Flüssigphase betrug weniger als ¼ der Gesamt-TS. Ferner lag die TS-Konzentration in dieser Schicht in allen Versuchen konstant bei etwa 2 %. Nicht zuletzt war das erzeugte Methan in hohem Maß auf die zugeführte partikuläre Biomasse, die sich in der Schwimmschicht akkumulierte, zurückzuführen und nicht auf den Gehalt an Säuren und Alkoholen u. dgl. in den Substraten.

Tab. 29: Beladungsrate und TS-Verweilzeit, Mittelwerte, kontinuierlicher Betrieb

Versuchs-Nr.	Substrat	$B_{R,oTS}$ [g _{oTS} ·l ⁻¹ ·d ⁻¹]	$OLR_{TS,ss}$ (AD) [g _{TS} ·l ⁻¹ ·d ⁻¹]	$\theta_{TS,ss}$ (AD) [d]
1-R3/R4	M.Sil. ¹⁾	1,5	n.b.	n.b.
2-R3/R4		2,5	2,8 (0,3)	17,2 (2,1)
3-R3/R4-a		3,5	8,0 (1,0)	11,9 (1,9)
3-R3/R4-b		4,5	12,0 (2,0)	9,4 (0,7)
3-R1-a	Rg.Sil. ²⁾	1,5	3,9 (0,4)	18,8 (1,4)
3-R1-b		2,5	5,9 (0,9)	13,2 (1,6)
3-R2-a		3,5	7,7 (1,1)	13,3 (1,3)
3-R2-b		4,5	7,3 (1,3)	13,3 (1,8)

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

TS: Trockensubstanz Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage $B_{R,oTS}$: organische Raumbelastung

$OLR_{TS,ss}$: Beladungsrate der Schwimmschicht mit Trockensubstanz $\theta_{TS,ss}$: Feststoff-Verweilzeit in der

Schwimmschicht AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

¹⁾: n = 34 je Variante ²⁾: n = 17 je Variante

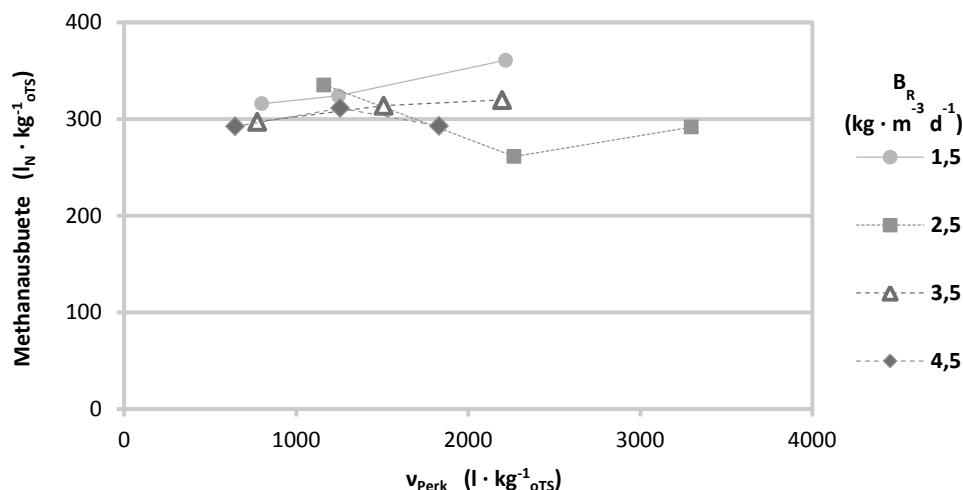
Bei den M.Sil.-Ansätzen verringerte sich die Feststoff-Verweilzeit $\theta_{TS,SS}$ mit steigender Beladungsrate. Bei höchster Beladung wurde eine Verweilzeit von etwa 9 Tagen ermittelt. Bei den Versuchen mit Riedgrassilage hingegen stellte sich eine Verweilzeit von etwa 13 Tagen ein. Ein Grund könnte in der Zunahme des Schwimmschichtvolumens um 10 % und darüber hinaus in der Zunahme der TS-Dichte in der Schwimmschicht - von $B_{R,oTS}$ 2,5 auf 3,5 – sowie um etwa 39 %, dabei aber etwas geringere TS-Dichte, bei der höchsten Raumbelastungsstufe, vgl. Abb. 41 und Tab 28, liegen.

5.3.4 Einfluss der Perkulationsintensität

Die täglich perkolierte Flüssigkeitsmenge wurde im Versuchsverlauf in drei Stufen variiert. Zunehmende oTS-Frachten führten versuchsbedingt zur Verringerung des spezifischen Perkolatvolumens v_{Perk} . Im Bereich zwischen 650 und 3.300 l·kg⁻¹oTS zeigte die Perkulationsintensität bei Maissilage keinen eindeutigen Einfluss auf den spezifischen Methanausbeute, vgl. Abb. 46.

Ebenso von der Intensität unbeeinflusst waren die TAC-, FOS- und HAc-Gehalte. Vielmehr änderten sich diese belastungsspezifisch. Mit zunehmender Belastung nahm die Pufferkapazität von 10,5 auf 5,8 g·l⁻¹ ab, während die organischen Säuren anstiegen, von 2,2 auf 2,8 g·l⁻¹. Analog hierzu nahm ebenfalls das Essigsäureäquivalent von 0,4 auf 1,9 g·l⁻¹ zu.

Bei den Riedgras-Silage-Ansätzen wurde ein Perkolatvolumen von 1.250 bis 7.100 l·kg⁻¹oTS umgewälzt. In diesem Bereich führte eine niedrige Perkulationsintensität zu 7 bis 14 % geringeren Methanausbeuten, vgl. Abb. 47.

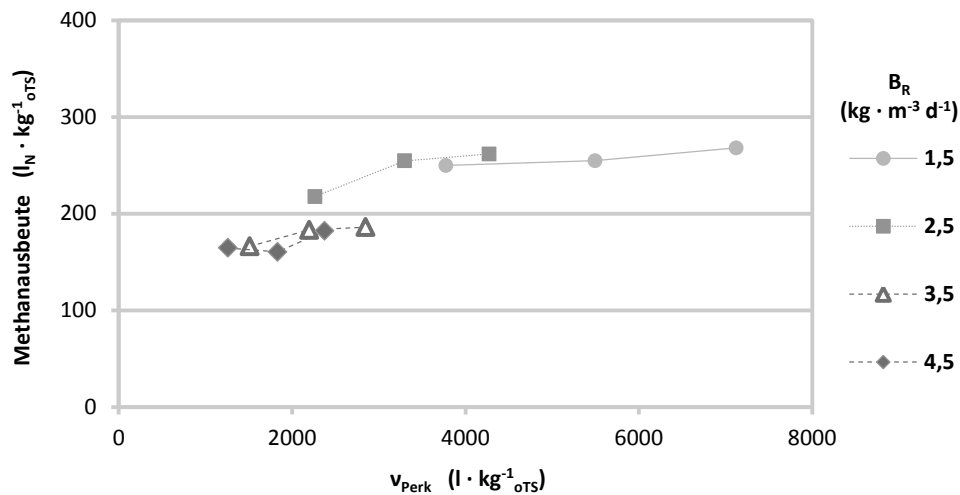


B_R : organische Raumbelastung v_{Perk} : spezifisches Perkolatvolumen
 40 Tage je Raumbelastungsvariante, darin 10 Tage je Perkulationsintensität
 Durchschnittliche absolute Abweichung $AD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$:

B_R 1,5	v_{Perk} niedrig/mittel/hoch: 32,4/13,3/13,6
B_R 2,5	32,4/39,3/22,1
B_R 3,5	11,5/27,7/15,9
B_R 4,5	9,1/11,6/9,7

Abb. 46: Perkulationsintensität und Methanausbeute bei Maissilage

Ergebnisse und Diskussion



B_R : organische Raumbelastung v_{Perk} : spezifisches Perkolatvolumen

40 Tage je Raumbelastungsvariante, darin 10 Tage je Perkolationsintensität

Durchschnittliche absolute Abweichung $AD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$:

B_R 1,5 v_{Perk} niedrig/mittel/hoch: 36,5/11,0/6,0

B_R 2,5 23,2/12,9/10,1

B_R 3,5 5,0/3,3/5,7

B_R 4,5 7,5/7,7/10,6

Abb. 47: Perkolationsintensität und Methanausbeute bei Riedgras-Silage (Ernte 2012)

Der Einfluss der Raumbelastung auf das Puffersystem war bei Riedgras ebenfalls bedeutend. Hier war ein gerichteter Einfluss der Perkolationsintensität nicht feststellbar. Der Gehalt an organischen Säuren nahm mit zunehmender Belastung von 1,9 auf 4,1 g·l⁻¹, der HAc-Gehalt von 0,7 auf 2,6 g·l⁻¹ zu. Gleichzeitig stieg auch der TAC-Gehalt, von etwa 8 auf 11 g·l⁻¹. Im Vergleich zu den M.Sil.-Ansätzen streuten die Messwerte mit steigender Belastung erheblich breiter, bei B_R 4,5 kg·m⁻³·d⁻¹ um 20 bis 30 % um den Mittelwert.

Während den letzten 10 Tagen einer Periode mit konstanter Raumbelastung (40 Tage) wurde unter Beibehaltung der Substratzugabe die Perkolation befristet eingestellt.

Bei Maissilage unter B_R 1,5 g_{oTS}·l⁻¹·d⁻¹ verringerte sich die tägliche Gasmenge, innerhalb von fünf Tagen auf etwa 64 % des Volumens der Tage vor dem Perkulationsstopp. Der pH-Wert an der Eintragsstelle des Substrats sank in dieser Zeit von ca. pH 7,8 auf pH 6,9, siehe Abb. 48.

Der pH-Wert an der gegenüber liegenden Austragsstelle, vgl. Abb. 13, Kap. 4.5.1, blieb stabil bei Werten um pH 8,0. Nach Wiederaufnahme der Perkolation stieg sowohl die Gasmenge als auch der pH-Wert binnen 24 Stunden stark an. Am zweiten Tag wurde ein Spitzenwert bei etwa 133 % der Referenzmenge von vor dem Stopp verzeichnet.

Bei den Versuchen mit Maissilage geriet mit zunehmender Raumbelastung das Puffersystem aus dem Gleichgewicht. Unter der Raumbelastung 2,5 g_{oTS}·l⁻¹·d⁻¹ halbierte sich zwar nach vier Tagen in etwa die Gasmenge, mit einem 150 %-Spitzenwert am Tag nach Einschalten der Perkolation, der pH-Wert im Perkolat verharrte aber bei Werten unter pH 7, vgl. Anhang 19.

Bei hohen Raumbelastungen fielen die pH-Werte auf unter pH 6,2. Am Austragpunkt waren ebenfalls sinkende pH-Werte zu verzeichnen.

Ergebnisse und Diskussion

Der zeitweise Perkulationsstopp wirkte sich bei Riedgras-Silage unter den verschiedenen Raumbelastungen nicht eindeutig auf den pH-Wert aus, vgl. Abb. 49.

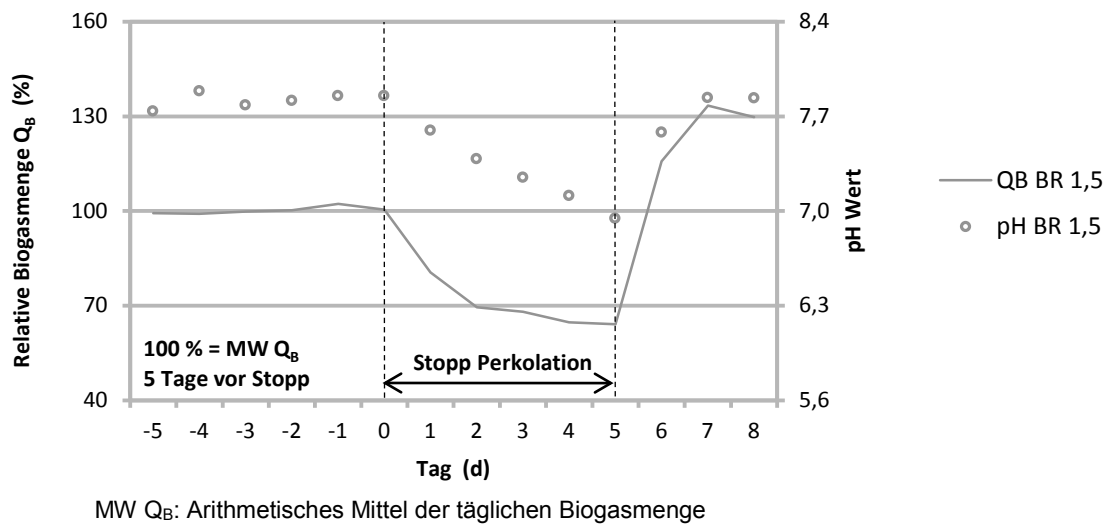


Abb. 48: Perkulationsstopp, Maissilage, Raumbelastung 1,5 kg_{OTS}·m⁻³·d⁻¹

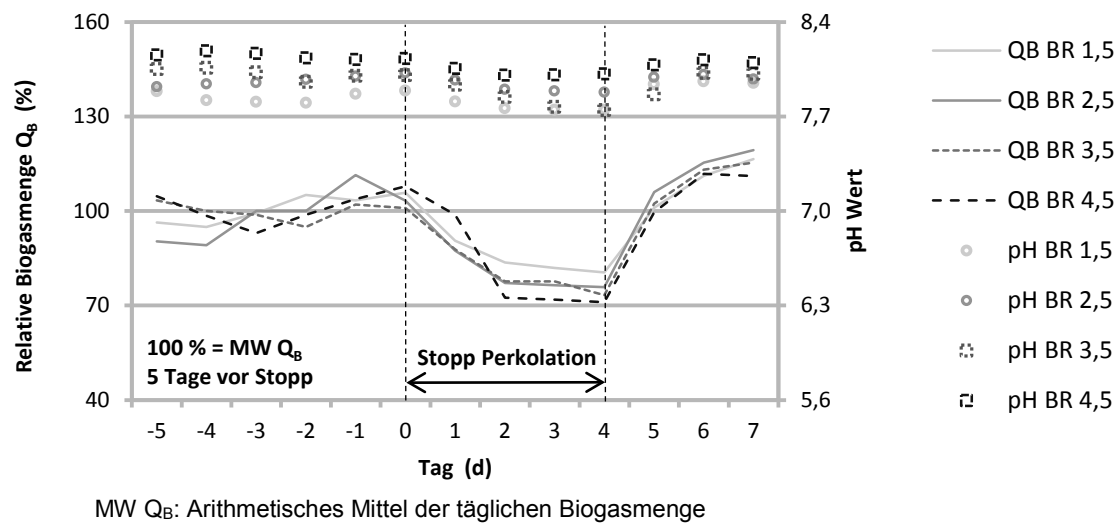


Abb. 49: Perkulationsstopp, Riedgras-Silage, verschiedene Raumbelastungen

Die pH-Werte am Ein- und Austragspunkt veränderten sich während des Stopps unerheblich. In der Tendenz war mit zunehmender Raumbelastung eine höhere Differenz zu den zuvor erzielten Gaserträgen zu verzeichnen. Innerhalb von zwei Tagen reduzierten sich die Gaserträge um 20 bis 30 %.

Einen Tag nach Wiederaufnahme der Perkolation erreichte die Biogasmenge wieder die Referenzmenge und stieg in den darauf folgenden Tagen um 15 bis 25 % weiter an. Die Mehrproduktion binnen drei Tage nach Wiederinbetriebsetzung der Perkolation hat die Mindermenge, während der Stopp-Zeitspanne, nicht ausgeglichen.

5.3.5 Bewertung der einstufigen Versuche im kontinuierlichen Betrieb

Die für die Versuche neu entwickelte apparatetechnische Einrichtung konnte nach Modifikationen am Substrataustrag mit Erfolg kontinuierlich betrieben werden. Es wird davon ausgegangen, dass der Perkolator die Gärflüssigkeit während der Versuche hinreichend volumen- und flächengleich auf der gesamten Oberfläche verteilte, da die Viskosität als Indikator der Fließeigenschaft unabhängig von Substrat, Applikationshöhe und Raumbelastung gleichbleibend etwa 8 cP betrug.

Im Bereich einer Flüssigkeits-Applikationshöhe, ausgedrückt als hydraulische Flächenbelastung qA , zwischen 1,6 und 14 $\text{cm}\cdot\text{h}^{-1}$ blieben die Pegelstände in den Behältern über die Zeit ausreichend konstant. Es zeigte sich, dass B_R -äquivalent die spezifisch leichtere und trockenere Riedgras-Silage im Vergleich zur Maissilage mit Perkolat höher beaufschlagt werden musste. Die Spannen der hydraulischen Flächenbelastung betrugen bei Rg.Sil. und M.Sil.: 7,4 – 14 $\text{cm}\cdot\text{h}^{-1}$ und 1,6 – 10,8 $\text{cm}\cdot\text{h}^{-1}$. Die Flüssigkeit wirkte mechanisch auf die Feststoff-Oberfläche ein, die mit steigender Gabe uniformer wurde. Die Ausprägung der Schwimmschicht insgesamt wurde davon nicht beeinflusst.

Die Vorab-Festlegung der Perkolationstaktzahl pro Tag in drei Stufen führte dazu, dass sich die oTS-spezifische Perkulationsintensität, hier das spezifische Perkolatvolumen v_{Perk} , bei steigender Raumbelastung verringerte. Ein Einfluss dieses Sachverhalts konnte nicht festgestellt werden.

In den einzelnen Ansätzen variierte technisch bedingt das Schwimmschichtvolumen. Es war innerhalb vorbeschriebener Grenzen weder bei Mais- noch bei Riedgras-Silage ein Zusammenhang zwischen der spezifischen Gasausbeute und dem Volumenanteil der Schwimmschicht, festzustellen.

Im einstufigen System eingestauter und perkolierter Riedgras-Silage verringerte sich bei Raumbelastungen über 2,5 $\text{g}_{\text{oTS}}\cdot\text{l}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ die Energieausbeute erheblich. Zwar lag Ammonium-N bei 1,6 bis 2,3 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ nach GÜNTHER ET AL. (2013) in vergleichsweise günstiger Konzentration vor, aber bei pH-Werten über pH 8 wurde von einer stark verringerten Enzymaktivität zur Spaltung komplexer Biopolymere ausgegangen. Mit zunehmender Raumbelastung stieg im Perkolat der oTS-Anteil von etwa 50 % auf 60 % TS, sowie CSB_{gel} von 4,3 auf 7,8 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$. Dies waren Indikatoren einer abnehmenden Stoffumsatzrate.

Die Beurteilung wird gestützt durch Untersuchungen von 9 Enzympräparaten bei Maissilage zweier Ernten und Häcksellängen (SCHIMPF, 2014). Bei pH 4,5 und 30 °C waren cellolytische und hemicellolytische Aktivitäten der Enzympräparate in der Regel höher als bei pH 7,5 unter 38 °C. Zur Steigerung der Methanausbeute empfiehlt sie, bereits zur Silierung oder in einer Vorstufe vor der Vergärung Enzympräparate einzusetzen.

Substratpartikel sind potentielle Besiedelungsflächen für die Mikroorganismen. Im untersuchten Zweiphasen-System wurden einmal ausgetragene partikuläre Gärreste nicht mehr eingesetzt, wie dies bei der satzweisen Vergärung in „Boxen“-Fermentern zum Animpfen einer neuen Charge Substrate praktiziert wird. Das Perkolat ist daher das alleinige Medium, womit die Mikroorganismen im System gehalten werden. Über 15 Monate Versuchszeit betrug bei Maissilage der partikuläre CSB im Perkolat in etwa konstant 17 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$. Das Perkolat wurde mindestens einmal pro Tag umgewälzt. Für eine optimale Verteilung der Mikroorganismen in der Schwimmschicht ist ferner die gleichmäßige Applikationshöhe über die gesamte Oberfläche entscheidend. Dies konnte mit der Versuchsanlage bei Maissilage sichergestellt werden.

Die Methanausbeute bei Maissilage blieb bei einer Steigerung der Schwimmschicht-Beladungsrate um Faktor 4 sowie einer Halbierung der Feststoffverweilzeit in der Schwimmschicht, vgl. Tab. 29, in etwa konstant bei ca. $300 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$. Im Batch-Ansatz betrug die Ausbeute etwa 10 % mehr, vgl. Kap. 5.2. Bei Maissilage sind nach HEIERMANN ET AL. (2010) Methanausbeuten zwischen 313 und $408 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$ erzielbar. Der Mittelwert wird von den Autoren mit $344 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$ angegeben.

Mit steigender Beladungsrate erhöhte sich die FOS/TAC-Relation von 0,21 auf 0,48. Gleichzeitig verringerte sich der Ammonium-Stickstoffgehalt von 1,8 auf $1,1 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$.

Die Ergebnisse zeigen, dass der Parameter $\Theta_{\text{TS,SS}}$ zumindest bei Einstau-Verfahren viel besser geeignet ist als die (übliche) hydraulische Verweilzeit (*HRT*). Bei Maissilage (Häcksellänge etwa 20 mm) sollte die Feststoff-Verweilzeit im einstufigen Einstau-Verfahren mindestens 20 Tage betragen. Bei alleiniger Vergärung von Maissilage ist der Versorgungsstatus der Mikroorganismen mit Makronährstoffen und Spurenelementen zu beachten.

Bei Riedgrassilage in den Batchansätzen, vgl. Kap. 5.2.3, war im Vergleich zu den kontinuierlichen Ansätzen eine deutlich geringere Methanausbeute zu verzeichnen. In den Batchansätzen wurde Silage aus einem anderen Erntejahr sowie von einem anderen Standort eingesetzt. Nach PROCHNOW (1994) und WIEGMANN ET AL. (2007) ist bei Landschaftspflegematerial von erheblichen Qualitätsunterschieden je nach Vegetationszusammensetzung, Witterung sowie Wasserangebot während der Vegetation und Erntezeitpunkt auszugehen.

In Versuchen mit Aufwuchs von Brachflächen und Riedgras-, Seggenbestände unter Mono-Vergärung können nach KALZENDORF (2012) Methanausbeuten zwischen 170 und $187 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$ erreicht werden. Die Ausbeuten im kontinuierlichen Betrieb der einstufigen Feststoff-Vergärung lagen zum Teil deutlich höher. Ein direkter Vergleich der Methanausbeuten ist dennoch abzulehnen, vgl. Kap. 2.1.

Im Vergleich zur Maissilage nahm die kontinuierliche Vergärung von Riedgrassilage einen anderen Verlauf. Die Beladungsrate der Schwimmschicht konnte ab der Referenzgröße $B_R = 3,5 \text{ g}_{\text{oTS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ nicht weiter gesteigert werden. Die Feststoff-Verweilzeit in der Schwimmschicht war bei weiterer Belastung ab $B_R = 2,5 \text{ g}_{\text{oTS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ konstant bei etwa 13 d. Ebenso waren in etwa konstante Werte des HAc ($\approx 2 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$), des partikulären CSB ($\approx 8 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$) sowie das FOS/TAC-Verhältnis ($\approx 0,33$) zu verzeichnen. Die Leitfähigkeit hingegen nahm im Laufe der Versuchszeit und Steigerung der Belastung von 19,5 auf $27,2 \text{ mS} \cdot \text{cm}^{-1}$ in etwa stetig zu.

Nach der Hälfte der Gesamtlaufzeit der Versuche und nach Steigerung der Beladungsrate $OLR_{\text{TS,SS}}$ von 5,9 auf $7,7 \text{ g}_{\text{TS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ nimmt die Methanausbeute um etwa 30 % ab. Bei einer Gesamtsäurekonzentration $< 4 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ sowie konstant niedrigem FOS/TAC-Verhältnis ist ein Versagen der Methanogenese unwahrscheinlich, auch deshalb, weil die Methanproduzenten vorrangig über das Perkolat im System verteilt werden, vgl. Kap. 5.2.4 und (CIRNE ET AL. 2007).

Der im Vergleich zu den Ansätzen mit Maissilage nur halb so hohe Gehalt an partikulärem CSB im Perkolat ist ein Indiz, dass bei Beladungsraten $> 6 \text{ g TS pro Liter Schwimmschicht und Tag}$ (Referenzwert $B_R > 2,5 \text{ g}_{\text{oTS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$) nicht mehr ausreichend Mikroorganismen für Hydrolyse und Acetogenese im System vorhanden waren. Der oTS-Anteil an der Trockensubstanz im festen Gärrest stieg bis auf 85 %, im Vergleich zum Batch-Ansatz um 10 % absolut, vgl. Kap. 5.2.1.

Bei Riedgras-Silage korrelierte der Gesamt-CSB in hohem Maß mit dem oTS-Gehalt. Dies bestätigt in der Tendenz Untersuchungsergebnisse mit Gras- und Maissilage von SCHLATTMANN (2011), vgl. Tab. 30: Perkolate Laborversuche, Korrelation von Gesamt-CSB und oTS.

Tab. 30: Perkolate Laborversuche, Korrelation von Gesamt-CSB und oTS

Substrat	$r_{CSB,oTS}$	R^2	n
Perkolat Rg.Sil.	1,60	0,96	23
Perkolat M.Sil	1,69	0,75	75
<i>Fermenterinhalt: Grassilage, Gärrest_{Rindergülle}</i>	1,51	0,97	23
<i>Maisilage, Gärrest_{Rindergülle}</i>	1,46	0,85	26

(SCHLATTMANN 2011)

CSB: Chemischer Sauerstoffbedarf oTS: organische Trockensubstanz $r_{CSB,oTS}$: Verhältnis Chemischer Sauerstoffbedarf zu organischer Trockensubstanz R^2 : Bestimmtheitsmaß
Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage

Bei Maissilage konnte gezielter Abschaltung der Perkolation und dabei fortgesetzter Substratzugabe die Methanbildung innerhalb weniger Tage um etwa ein Drittel der Dauerleistung reduziert werden. Die Beeinflussung der Biogaserzeugung durch die Perkolation war bei beiden Substraten bei niedriger Raumbelastung erfolgreich, unter höherer Raumbelastung nur bei Riedgras-Silage. Hier war im Vergleich zur Maissilage-Monovergärung das Puffersystem weit stärker und die Säurebildung schwächer ausgeprägt.

5.4 Zweistufige Vergärung in PFR und AF

Auch bei dieser Versuchsreihe wurden dieselben Substrate der zuvor beschriebenen Untersuchungen eingesetzt, die vor Beginn aufgeteilt worden sind. Die Riedgras-Silage aus der Ernte 2011 kam in den Beladungsstufen $B_{R,oTS}$ 1,5, 2,5, 3,5 $g_{oTS} \cdot l^{-1} \cdot d^{-1}$ zum Einsatz, während versuchsbedingt die Ernte 2012 in der höchsten Belastungsstufe eingesetzt wurde, vgl. Tab. 4, Tab. 5 und Tab. 6, Kap. 4.3.1.

Die Beladung der Schwimmbettfermenter (PFR) wurde über jeweils 80 Tage konstant gehalten. Zuerst wurde über etwa 60 Tage im vierstündigen Rhythmus perkoliert. Es folgten über jeweils sieben Tage 2 h-, 4 h- und 8 h-Takte, vgl., Kap. 4.1.

Aus den Variationen in Taktung und Raumbelastung resultierte der untersuchte Bereich des spezifischen Perkolatvolumens v_{Perk} von etwa 340 bis 4.115 $l \cdot kg^{-1}_{oTS}$. Die Perkolataustauschrate $r_{Fl.}$ wurde in den Stufen 1,54 (8 h-Takt), 3,09 (4 h) sowie 6,17 $l \cdot l^{-1} \cdot d^{-1}$ (2 h) abgebildet.

Die Anaerobfilter (AF) der Sets wurden mit Gärflüssigkeit aus dem PFR konstant durchströmt. Der täglich dem AF zugeführte Anteil am gesamten Perkolatabzug aus dem PFR lag bei den

o.g. Taktungen bei 11, 22 bzw. 33 % des Gesamtablaufs. Je höher die Perkulationsintensität, desto geringer war der über den AF geführte Flüssigkeitsanteil.

5.4.1 Eigenschaften des Perkolats und AF-Rücklauf

Die Perkolate wiesen im Variantenvergleich geringe TS-Gehalte auf. Im Rg.Sil-Set stiegen sie mit zunehmender Raumbelastung von 0,8 auf 1,0 % (Ernte 2012: 2,2 %) an, im Perkolat der Maissilage von 1,0 auf 1,9 %. Der Feststoffgehalt im AF-Rücklauf beider Substrate lag um 0,1 Punkte niedriger.

In den PFR beider Substrate stellte sich bei geringer Raumbelastung im Mittel pH 7,25 ein. Der pH-Wert im AF-Rücklauf lag in beiden Fällen mit pH 7,5 bis pH 7,6 im Mittel höher. Im Rg.Sil.-Ansatz nahm mit steigender Belastung der pH Wert im PFR auf etwa pH 7,0 ab. Auch der pH-Wert im AF-Rücklauf senkte sich um etwa 0,3 Punkte ab. Bei Maissilage hingegen blieben die pH-Werte stabil, vgl. Tab. 31.

Tab. 31: Kennwerte (Min.-Max.) des Puffersystems in PFR und AF im Substratvergleich

	Rg.Sil.-Set ¹⁾		M.Sil.-Set	
	PFR	AF	PFR	AF
pH-Wert	6,9 – 7,2	7,2 – 7,5	7,3 – 7,4	7,5 – 7,6
FOS	0,34 – 0,75	0,35 – 0,60	0,73 – 0,97	0,70 – 0,79
TAC [g · l ⁻¹]	2,19 – 3,61	2,17 – 3,63	4,31 – 4,82	4,38 – 5,00
NH₄-N	0,16 – 0,56	0,17 – 0,55	0,54 – 0,72	0,55 – 0,71

Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage PFR: Plug Flow Reactor AF: Anaerob-Filter

FOS: Freie organische Säuren TAC: Gesamter anorganischer Kohlenstoff NH₄-N: Ammonium-Stickstoff

¹⁾: Daten B_R 0,8 bis 3,5 g_{OTS}·l⁻¹·d⁻¹ und Riedgras-Silage aus Ernte 2011

Die Gehalte an freien organischen Säuren sowie puffernd wirkenden Verbindungen in der Gärflüssigkeit der Riedgras-Silage aus der Ernte 2011, B_R 0,8 bis 3,5 g_{OTS}·l⁻¹·d⁻¹, waren deutlich geringer als im Vergleichssubstrat.

Innerhalb von sechs Monaten im kontinuierlichen Betrieb sank im Rg.Sil.-Set der Ammonium-N-Gehalt von 890 auf unter 10 mg·l⁻¹. Auch die Leitfähigkeit nahm stetig von 10,6 auf 6,3 mS · cm⁻¹ ab. Die Leitfähigkeit im Perkolat der Maissilage blieb über die Zeit in etwa konstant bei 10,3 bis 10,7 mS·cm⁻¹.

Durch Zugabe von Ammoniumcarbonat wurde zur Fortführung der Versuche das System gepuffert. Die NH₄-N Konzentration der Gärflüssigkeit des M.Sil.-Sets blieb in etwa konstant bei 597 mg · l⁻¹ (MW), AD = 63 mg·l⁻¹. Mit steigender oTS-Raumbelastung nahm in allen Einstellungen der Gehalt an oxidierbaren Verbindungen im Perkolat zu, vgl. Tab. 32.

Die Gesamt-CSB-Konzentration im Rg.Sil.-Set war geringer als im M.Sil.-Set. Der gelöste CSB-Anteil im Rg.Sil.-PFR war mit 54 bis 63 % deutlich höher als im Vergleichs-PFR mit Mais bei 37 bis 50 %. Die Anteile im AF-Rücklauf waren substratspezifisch etwas geringer, mit steigender

Raumbelastung ebenfalls zunehmend. Während der gelöste CSB-Anteil bei Mais mit zunehmender oTS-Belastung von etwa der Hälfte auf 37 % stetig abnahm, war bei Riedgras keine gerichtete Tendenz zu verzeichnen.

Tab. 32: CSB-Kennwerte (Min.-Max.) in PFR und AF im Substratvergleich

		Rg.Sil.-Set ¹⁾		M.Sil.-Set	
		PFR	AF	PFR	AF
CSB_{ges.}	[g·l ⁻¹]	6,4 – 7,6	6,1 – 7,0	7,4 – 11,2	7,3 – 10,6
CSB_{gel.}	[g·l ⁻¹]	3,5 – 4,8	3,6 – 4,7	3,7 – 4,3	3,7 – 4,1

Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage PFR: Plug Flow Reactor AF: Anaerob-Filter

CSB_{ges.}: Chemischer Sauerstoffbedarf, gesamt CSB_{gel.}: Gelöste und partikuläre Stoffe ≤ 0,45 µm

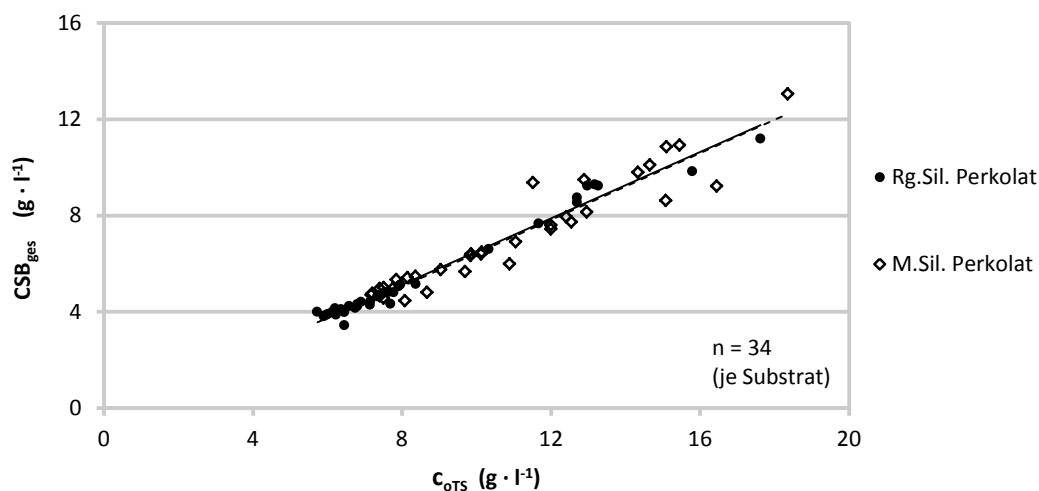
¹⁾: Daten B_R 0,8 bis 3,5 g_{oTS} l⁻¹·d⁻¹ und Riedgras-Silage aus Ernte 2011

Die oTS-Konzentrationen beider Substrat-Perkolate korrelieren unterschiedlich mit dem CSB_{ges.}-Gehalt, bei Riedgras-Silage: $R^2 = 0,98$ und bei Maissilage geringer mit $R^2 = 0,91$, vgl. Abb. 50.

Das CSB/oTS-Verhältnis $r_{CSB,oTS}$, war bei beiden Substrat-Perkolaten ähnlich, bei Rg.Sil.: 1,55, bei M.Sil.: 1,54. Diese Werte waren vergleichbar mit den ermittelten Verhältnissen des einstufigen Vergleichsverfahrens sowie den Ergebnissen von SCHLATTMANN (2011), siehe Tab. 30, Kap. 5.3.5.

Die Leitfähigkeit des Riedgras-Silage-Perkolats war anscheinend erheblich durch die NH₄-N-Konzentration beeinflusst. Das Bestimmtheitsmaß R^2 wurde mit 0,94 bestimmt. Dagegen war im M.Sil.-Set kein vergleichbarer Zusammenhang erkennbar, vgl. Abb. 51.

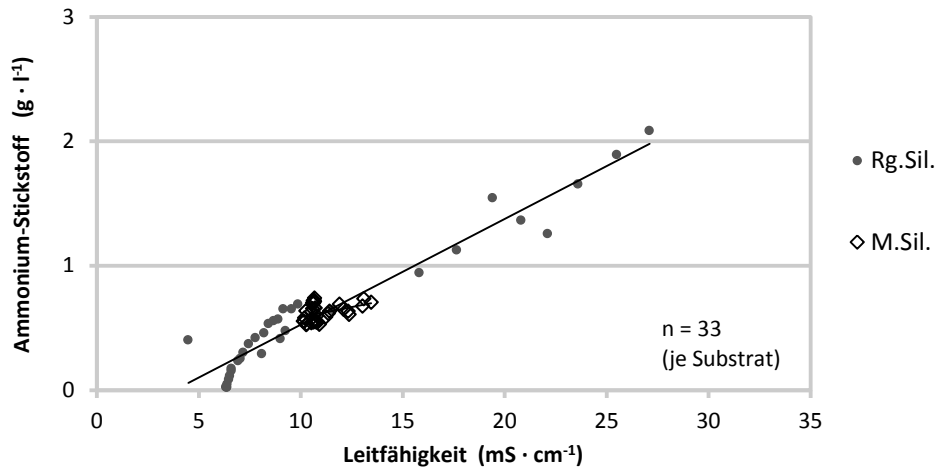
Das Verhältnis beider Parameter $r_{NH_4-N,LF}$ ist bei beiden Substraten ähnlich, bei Rg.Sil.: 0,055, bei M.Sil.: 0,056.



PFR: Plug Flow Reactor AF: Anaerob-Filter Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage
CSB: Chemischer Sauerstoffbedarf c_{oTS}: Konzentration organischer Trockensubstanz

Abb. 50: Gesamt-CSB und Perkolat-oTS, zweistufige Vergärung in PFR und AF

Ergebnisse und Diskussion



PFR: Plug

Flow Reactor AF: Anaerob-Filter Rg.Sil.: Riedgras-Silage M.Sil.: Maissilage

Abb. 51: Ammonium-N und Leitfähigkeit, zweistufige Vergärung in PFR und AF

5.4.2 Einfluss der Beladungsrate auf die Gasbildung

Die Methanbildung fand in allen Versuchen überwiegend im perkolierten Schwimmbettfermenter statt. Bei der Riedgras-Silage der Ernte 2011 sank die Methanausbeute bei zunehmender Raumbelastung, wobei das im AF gebildete Methan die Gesamtausbeute um bis zu 10 % erhöhte, vgl. Tab. 33: Methanausbeuten, MW, AD, B_R -Varianten, PFR und AF im Substratvergleich.

Die Qualität der Riedgras-Silage der Ernte 2012, insbesondere bei Stickstoff, Schwefel und Phosphor, unterschied sich erheblich von der Vorjahresernte, siehe Tab. 4 und Tab. 5, Kap. 4.3.1.

Tab. 33: Methanausbeuten, MW, AD, B_R -Varianten, PFR und AF im Substratvergleich

$B_{R, oTS}$	Rg.Sil.-Set ¹⁾			M.Sil.-Set		
	PFR	AF	Σ	PFR	AF	Σ
$[g_{oTS} \cdot l^{-1} \cdot d^{-1}]$	$y_{CH_4} (AD)$ $[l_N \cdot kg^{-1}_{oTS}]$	$y_{CH_4} (AD)$ $[l_N \cdot kg^{-1}_{oTS}]$	y_{CH_4}	$y_{CH_4} (AD)$ $[l_N \cdot kg^{-1}_{oTS}]$	$y_{CH_4} (AD)$ $[l_N \cdot kg^{-1}_{oTS}]$	y_{CH_4}
0,8 ²⁾ / 1,5	151,8 (13,3)	15,1 (1,6)	169,0	322,2 (13,3)	42,4 (2,1)	364,6
2,5	116,6 (2,2)	9,2 (0,9)	125,9	307,2 (10,3)	40,8 (4,7)	348,0
3,5	100,5 (2,4)	9,3 (1,4)	109,9	305,6 (10,2)	23,5 (3,7)	329,1
4,5	154,0 (17,6)	40,6 (4,2)	194,6	269,0 (26,0)	32,8 (3,5)	301,8

oTS : organische Trockensubstanz $B_{R, oTS}$: organische Raumbelastung Rg.Sil.: Riedgras-Silage
M.Sil.: Maissilage PFR: Plug Flow Reactor AF: Anaerob-Filter MW: Mittelwert y_{CH_4} : Methanausbeute

AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

¹⁾: Daten B_R 0,8 bis 3,5 $g_{oTS} \cdot l^{-1} \cdot d^{-1}$ Silage aus Ernte 2011; B_R 4,5 $g_{oTS} \cdot l^{-1} \cdot d^{-1}$ Silage aus Ernte 2012

²⁾: geringere Raumbelastung im Rg.Sil.-Set, Korrekturwert

n = 80 je Variante, außer Rg.Sil. B_R 0,8: n = 29

Bei höchster Raumbelastung der Rg.Sil.-Versuche wurde hier die höchste Methanausbeute gemessen. Der Anaerobfilter trug hier zu 20 % an der Gesamt-Energieausbeute bei.

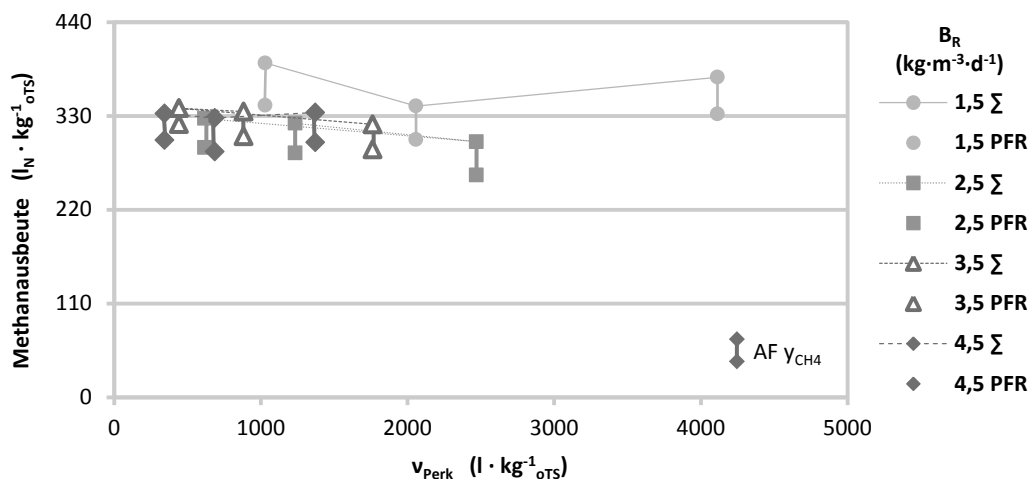
Mit zunehmender Raumbelastung verringerte sich die spezifische Methanausbeute auch im Maissilage-Set. Der hinsichtlich der Perkolatführung parallel geschaltete AF trug, außer bei B_R 3,5, zu 11 bis 12 % zur Gesamt-Methanausbeute bei. Die mittlere absolute Abweichung vom Mittelwert war in allen Belastungsstufen und Teilsystemen deutlich unter 10 %, was auf eine gleichmäßige Methanerzeugung schließen lässt, wie dies auch von LINKE ET AL. (2014) beschrieben wird.

5.4.3 Einfluss der Perkulationsintensität

Wie in den einstufigen Vergleichsversuchen wurde auch hier die Perkolatmenge bei jeder Beladungsstufe in drei Schritten geändert, um mögliche Auswirkungen der Perkulationsintensität zu erfassen. Die in allen Stufen gleiche Taktung der Perkolatpumpe führte bei steigender Raumbelastung zu geringeren oTS-spezifischen Perkolatmengen.

Im M.Sil.-Set wurde die Wirkung im Bereich zwischen v_{Perk} 350 und $4.100 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$ untersucht, siehe Abb. 52.

Dargestellt sind die Mittelwerte der spezifischen CH_4 -Erträge je Belastungsstufe und Perkulationsintensität des PFR sowie die Summe der Erträge aus PFR und AF, verbunden mit einer Linie. Die Ertragsanteil Methan aus dem AF waren in allen Fällen ähnlich hoch. Die Perkulationsintensität hatte im vorliegenden Bereich keinen erkennbaren Einfluss auf die Methanerträge.



B_R : organische Raumbelastung v_{Perk} : spezifisches Perkolatvolumen PFR: Plug Flow Reactor

AF: Anaerob-Filter y_{CH_4} : Methanausbeute, 7-Tage-Mittelwerte

Durchschnittliche absolute Abweichung $AD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$ im Gesamtsystem:

B_R 1,5 v_{Perk} niedrig/mittel/hoch: 6,2/7,4/30,2

B_R 2,5 25,0/21,0/26,8

B_R 3,5 8,5/18,4/24,3

B_R 4,5 24,9/16,3/20,8

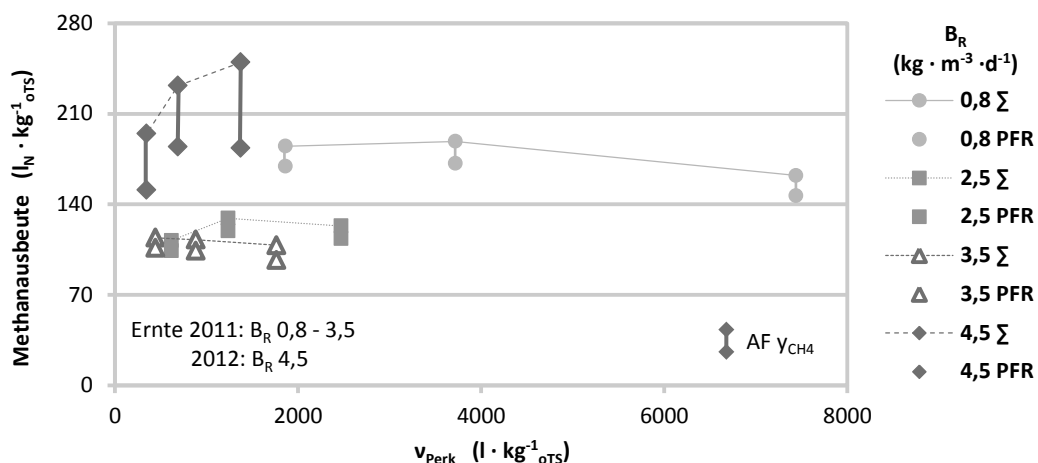
Abb. 52: Perkulationsintensität und Methanausbeute bei Maissilage

Die Änderung der Perkulationsintensität wirkte sich ferner nicht erkennbar auf die Säurekonzentration sowie die puffernden Verbindungen aus. Bei Maissilage blieben Änderungen in der Raumbelastung ebenfalls ohne Auswirkung auf das Puffersystem.

Im Ansatz mit Riedgras-Silage wurde die Spanne im spezifischen Perkolatvolumen zwischen 350 und 7.500 l·kg⁻¹_{OTS} untersucht. Bei der Silage aus der Ernte 2011 und unter Raumbelastungen von 0,8 bis 3,5 kg·m⁻³·d⁻¹ war kein eindeutiger Einfluss der Perkulationsintensität auf den Methanausbeute festzustellen. Eindeutig war dagegen, dass mit zunehmender Raumbelastung ein geringerer spezifischer Ertrag zu verzeichnen war, vgl. Abb. 53.

Das unter B_R 4,5 kg_{OTS}·m⁻³·d⁻¹ eingesetzte Riedgras aus der Ernte 2012 hatte eine erheblich abweichende Nährstoffzusammensetzung. Auch hier beeinflusste die Perkulationsintensität zwar nicht den Methanausbeute des PFR. Im Gesamtsystem allerdings erhöhte sich bei einer Steigerung der Perkulationsintensität von 350 auf 1.350 l·kg⁻¹_{OTS} der Methanausbeute um etwa 28 %. Mit zunehmender Perkulationsintensität wurde anteilig mehr Methan im AF erzeugt.

Die organischen Säuren in der Gärflüssigkeit des PFR, im Mittel 1.990 mg·l⁻¹, AD = 740, wurden im AF um etwa 28 % verringert. Der AF-Ablauf wies einen Säuregehalt von etwa 1.420 mg·l⁻¹ (MW), AD = 490, auf.



B_R: organische Raumbelastung v_{Perk}: spezifisches Perkolatvolumen PFR: Plug Flow Reactor

AF: Anaerob-Filter y_{CH4}: Methanausbeute, 7-Tage-Mittelwerte

Durchschnittliche absolute Abweichung $AD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$ im Gesamtsystem:

B _R 0,8	v _{Perk} niedrig/mittel/hoch:	10,8/9,6/4,7
B _R 2,5		8,3/9,7/17,2
B _R 3,5		13,0/4,3/4,8
B _R 4,5		13,3/28,7/14,3

Abb. 53: Perkulationsintensität und Methanausbeute bei Riedgras-Silage

5.4.4 Bewertung

Bei konstantem Volumen der Schwimmschicht führte die Steigerung der Raumbelastung zwangsläufig zur Verringerung der Feststoff-Verweilzeit. Ferner wurden das Abpressen der entnommenen Gärreste und eine vollständige Rückführung der Flüssigkeit notwendig, um den Flüssigkeitshaushalt konstant zu halten. Darüber hinaus wurden beide Substrate vor der Zugabe in der PFR mit Wasser auf einen einheitlichen TS-Gehalt von 30 % befeuchtet.

Es konnte über die Versuchszeit keine Änderung des Flüssigkeitsanteils im System beobachtet werden. Die Verweilzeit der flüssigen Phase des Systems war demnach unter der Voraussetzung, dass die Feststoffdichte im System konstant war, unabhängig von der Höhe der Feststoff-Beladung. Im kontinuierlichen Versuchsbetrieb über etwa acht Monate wurden ausreichend konstante Gärbedingungen eingehalten.

Bei Maissilage fand, in den Grenzen der Untersuchung, die Methanbildung zu etwa 90 % im Schwimmbettfermenter statt. Weder Änderungen im spezifischen Perkolatvolumen $v_{Perk.}$ (350 und $4.100 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$) und Änderungen der Perkolataustauschrate $r_{Fl.}$ ($1,54$ bis $6,17 \text{ l} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$), noch der über den AF geführte Perkolatanteil (11 bis 33 %), hatte bei Maissilage einen bestimmaren Einfluss auf die spezifische Methanausbeute des Gesamtsystems. Ein Ammonium-N-Gehalt von weniger als $1 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$, wie hier in der Gärflüssigkeit bei Maissilage festgestellt, scheint die Stoffwechselleistung der Mikroorganismen weitaus stärker negativ zu beeinflussen.

Die Steigerung der Raumbelastung im PFR ließ keine zunehmende Stoffwechselleistung der Mikroorganismen im Anaerobfilter erkennen.

Aus Vorgenanntem lässt sich folgern, dass die bei gegebener Prozesstemperatur, Verweilzeit und Raumbelastung erzielten Umsatzraten der Maissilage vorrangig von deren stofflicher Zusammensetzung, Partikelgröße und Struktureigenschaften abhing und erst nachrangig von Systemeigenschaften, wie Perkolation oder Zweistufigkeit (PFR und AF). Es erscheint durchaus möglich, durch Verringerung der Feststoff-Verweilzeiten und/oder Erhöhung der Prozeßtemperatur respektive Raumbelastung die Effizienz zu steigern, sei es bezüglich der Umsatzrate oder der Raum-Zeit-Ausbeute (Volumenproduktivität).

Bei der Riedgras-Silage weist der vergleichsweise geringe CSB der Gärflüssigkeit darauf hin, dass die Hydrolyse der partikulären Organik der geschwindigkeitslimitierende Faktor war. Eine Verdoppelung der täglich zugeführten oTS-Masse führte zur Erhöhung der CSB-Konzentration von lediglich 10 bis 20 %.

Das zweiphasige und zweistufige System scheint im Vergleich zu den untersuchten Alternativen bei Riedgras die hydrolytischen Vorgänge zu verbessern. Im Schwimmbettfermenter wurde, bei der Silage aus der Ernte 2011, ein konstant neutraler pH-Wert (pH 6,8 bis 7,2) gemessen, bei der stickstoffreichen Silage aus der Ernte 2012 pH 7,6. Bei den Perkolationssystem-Alternativen lag der pH-Wert, je nach Erntejahr, um etwa 0,4 Punkte höher. Dies lässt den Schluss zu, dass die Wirkung des AF als Wasserstoffs Senke die hydrolytischen Abläufe im PFR positiv beeinflusst.

Wie bei der Maissilage scheint der Einfluss der Perkulationsintensität, untersucht wurde ein Bereich des spezifischen Perkolatvolumens $v_{Perk.}$ zwischen 350 und $7.500 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$, keinen eindeutig gerichteten Einfluss zu haben.

Die Grenzen der Beladung mit Organik hinsichtlich der Methanausbeute wurden auch mit Riedgras-Silage nicht erreicht. Der Substratwechsel von Ernte 2011 auf Ernte 2012 begrenzt ferner den Vergleich mit dem einstufigen eingestauten System, siehe Kap. 5.3.

Der parallel geschaltete AF hat bei hoher Raumbelastung (B_R $4,5 \text{ kg}_{\text{OTS}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) im PFR mit etwa 20 % zum Methanausbeute des Gesamtsystems beigetragen. Insgesamt zeigte sich, dass Schwankungen in der Gasproduktion des PFR durch den AF zum Teil ausgeglichen werden. Dies deutet darauf hin, dass die mikrobielle Stoffwechselleistung im AF in den untersuchten Grenzen nicht ausgeschöpft wurde.

Die festen Bestandteile der eingebrachten Substrate wurden, im Gegensatz zu Rührkesselreaktoren nicht aktiv durchmischt. Die ermittelten spezifischen Methanerträge liegen in vergleichbarer Höhe. Das Zweiphasen-System mit eingestauter und perkolierter Biomasse ist somit gleichermaßen effektiv.

Bei den untersuchten Substraten ist die Systemverfügbarkeit der Gaserzeugung höher als bei Rührkesselreaktoren. Diese Feststellung trifft für alle hier untersuchten Systeme zu. Bei CSTR-Systemen ist die Verhinderung einer Phasentrennung im Faulraum obligat. Ein mehrtägiger Ausfall des Rührwerks führt in der Regel zu einem mehrwöchigen Ausfall des Fermenters (N.N. 2013, VdS SCHADENVERHÜTUNG GMBH 2015)

5.5 Monitoring der Biogasanlage Truilz

Über einen Zeitraum von 12 Monaten setzte sich der Anlageninput zu 37,52 % aus Rindergülle und zu 62,48 % aus verschiedenen Silagen zusammen, vgl. Kap. 4.3.3. Die eingesetzte Gülle wurde volumetrisch erfasst, deren Dichte im Weiteren vereinfacht mit $1 \text{ kg} \cdot \text{l}^{-1}$ angenommen wird.

Im Monatsmittel wurden 537,2 Tonnen Substrat eingesetzt. Die monatlichen Massen schwankten zwischen 497,3 und 569,0 Tonnen, vgl. Abb. 54.

Täglich wurden im Durchschnitt 17.772 kg Substrat in den Fermenter eingebracht, bei einer sehr geringen durchschnittlichen absoluten Abweichung von 1.218 kg über 365 Tage, vgl. Tab. 34: Verteilung Substratmengen, MW, AD und Spannweite, Praxisanlage.

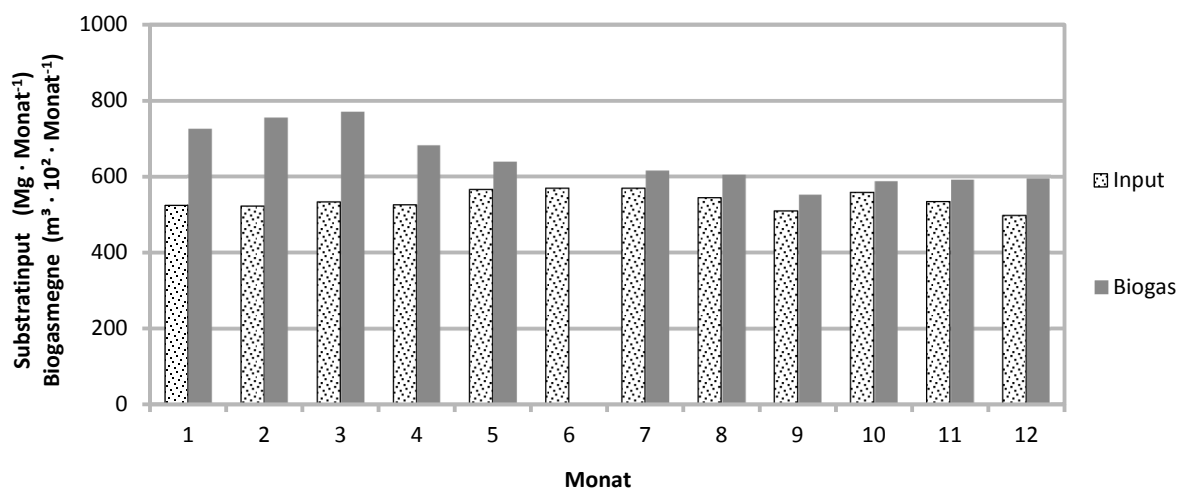


Abb. 54: Substratinput, Biogasmengen, Monatsbilanz Praxisanlage

Tab. 34: Verteilung Substratmengen, MW, AD und Spannbreite, Praxisanlage

	Gülle [Mg·d ⁻¹]	Kleegrassilage [Mg·d ⁻¹]	Gesamtinput [Mg·d ⁻¹]
Mittelwert	6,7	11,0	17,8
AD	0,4	0,9	1,2
Min	3,0	4,3	7,3
Max	9,8	15,1	24,4

MW: Arithmetisches Mittel AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

Mg: Megagramm n = 365

Die Schwankungen beruhten zum großen Teil auf Mengenänderungen der Silagemischung. Große Abweichungen waren sehr selten. So wurde an nur fünf Tagen im Beobachtungszeitraum der Anlage weniger als 10 Tonnen Mischsubstrat zugeführt.

Im Jahresmittel setzte sich die oTS des Fermenterinputs aus 210 kg Gülle und 2.949 kg Silage zusammen.

Wegen eines Defekts in der Messeinrichtung konnte die Biogasproduktion im sechsten Monat nicht erfasst werden.

5.5.1 Betriebszustände

Der Fermenter- und der Nachgärbehälter weisen dieselben Abmessungen auf. Der Nennfüllstand im Fermenter betrug 5,30 m, daraus abgeleitet war das Nutzvolumen (Fermentationsvolumen) 2.015 m³. Die maximale Füllhöhe im Nachgärbehälter betrug 5,50 m. Daraus ergab sich ein maximales Füllvolumen von 2.091 m³.

Der Fermenter wurde im Untersuchungszeitraum im Mittel bei einer Raumbelastung von 1,57 kg_{oTS}·m⁻³·d⁻¹ betrieben. Diese Kennzahl der Raumbelastung gilt im eigentlichen Sinne nur für Rührkesselreaktoren (CSTR). Somit dient kann diese Angabe lediglich der Orientierung.

Dasselbe gilt für die mittlere hydraulische Verweilzeit (HRT) der Substrate im Fermenter. Für die untersuchte Anlage wurde eine mittlere hydraulische Substrat-Verweilzeit von etwa 113 Tagen errechnet, auch dies nur als Orientierungsgröße. Der Fermenter wurde im Untersuchungszeitraum bei geringen Schwankungen bei Nennfüllstand betrieben, vgl. Tab. 35: Betriebszustände der Praxisanlage im Untersuchungszeitraum.

Während dieser Periode wurden in etwa 5.950 m³ Gärrest vom Fermenter in den Nachgärer umgelagert. Diese Zahl ist nicht gesichert, denn aus den Aufzeichnungen (Daten der Verdrängerpumpe und der Volumenmessgeräte) ließ sich nicht zweifelsfrei ableiten, ob das Substrat ausschließlich in den Nachgärer gefördert wurde.

Der Füllstand im Nachgärbehälter schwankte zwischen 1,51 m und 5,63 m. Dieser Behälter diente offensichtlich als Puffer, bzw. als Substratlager. Vor Beginn der Sperrzeit, in der keine Gülle bzw. Mist auf landwirtschaftliche Flächen ausgebracht werden darf, war der Füllstand am niedrigsten. Zu Beginn der Sperrfrist (Monat 6 der Untersuchungsperiode), steigt der

Substratpegel stetig an. In Monat 10, etwa zu Ende der Sperrfrist, wurde in etwa die Hälfte des gelagerten Gärrestes binnen einer Woche entnommen, vgl. Anhang 20.

Tab. 35: Betriebszustände der Praxisanlage im Untersuchungszeitraum

	Fermenter					Nachgärer	
	Füllstand [m]	Temp. [°C]	Speicher- füllstand [%]	Speicher- druck [mbar]	Gas- temp. [°C]	Füllstand [m]	Speicher- füllstand [%]
Mittelwert	5,51	44,5	36	1,3	35,2	3,36	38
AD	0,21	1,3	19	0,2	3,1	0,92	18
Min	4,85	39,3	0	0,8	19,8	1,51	0
Max	6,43	47,8	97	2,9	43,4	5,63	98
n	349	365	362	365	356	365	338

Mittelwert: Arithmetisches Mittel AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

5.5.2 Eigenschaften der festen und flüssigen Phase

Der Fermenterinhalt wurde zu Beginn und am Ende der Messperiode beprobt. Bei jeder Beprobung wurden je Entnahmestelle zwei Proben gezogen. Die Kennung sowie Positionen der Probeentnahmestellen sind in Kapitel 4.7.2 beschrieben.

Die Proben, die an dem Eintragssystem am Nächsten liegenden Stellen entnommen worden sind (PNF1 und PNF2), bestanden in der Hauptsache aus Silage, vgl. Tab. 36: Verteilung der Substratzusammensetzungen im Fermenter zu Beginn und Tab. 37: Substratzusammensetzungen im Fermenter am Ende.

Tab. 36: Verteilung der Substratzusammensetzungen im Fermenter zu Beginn

		Messstelle					
		PNF1/4,50	PNF2/3,90	PNF3/2,65	PNF4/4,50	PNF5/1,50	PNF6/0,35
TS	[% FM]	13,79	16,10	15,69	14,29	16,45	6,04
oTS	[% TS]	73,93	54,58	55,07	55,96	55,14	69,06
FOS	[mg · l ⁻¹]			6399	7146	6565	5071
TAC	[mg · l ⁻¹]			21450	22000	22000	19200
FOS/TAC				0,30	0,32	0,30	0,26
LF	[mS · cm ⁻¹]			43,30	43,70	43,60	38,80
CSB_{gel.}	[g · l ⁻¹]			27,4	27,9	28,2	26,3
CSB_{ges.}	[g · l ⁻¹]			150	128	158	78,8
NH₄-N	[mg · l ⁻¹]			5578	5672	5740	4891

PNFx/y,y: Probeentnahmestelle x, Nummer aufsteigend von Eintrag-Austrag y,y: Höhe über Boden [m]
TS: Trockensubstanz oTS: organische Trockensubstanz FOS: Freie organische Säuren

Ergebnisse und Diskussion

TAC: Gesamter anorganischer Kohlenstoff LF: Leitfähigkeit CSB_{ges.}: Chemischer Sauerstoffbedarf, gesamt
CSB_{gel.}: Gelöste und partikuläre Stoffe $\leq 0,45 \mu\text{m}$ NH₄-N: Ammonium-Stickstoff

Tab. 37: Substratzusammensetzungen im Fermenter am Ende

		Messstelle					
		PNF1/4,50	PNF2/3,90	PNF3/2,65	PNF4/4,50	PNF5/1,50	PNF6/0,35
TS	[% FM]	12,17	12,94	14,07	15,29	14,14	5,12
oTS	[% TS]	66,64	66,19	59,36	61,67	65,69	68,55
FOS	[mg · l ⁻¹]			7478	7146	7312	6150
TAC	[mg · l ⁻¹]			15850	16700	16550	13100
FOS/TAC				0,47	0,44	0,45	0,47
LF	[mS · cm ⁻¹]			35,50	36,70	36,00	30,00
CSB_{gel.}	[g · l ⁻¹]			35,50	36,70	36,00	30,00
CSB_{ges.}	[g · l ⁻¹]			171,6	135,6	150,4	84,4
NH₄-N	[mg · l ⁻¹]			4458	4365	4401	3474

PNFx/y,y: Probeentnahmestelle x, Nummer aufsteigend von Eintrag-Austrag y,y: Höhe über Boden [m]

TS: Trockensubstanz oTS: organische Trockensubstanz FOS: Freie organische Säuren

TAC: Gesamter anorganischer Kohlenstoff LF: Leitfähigkeit CSB_{ges.}: Chemischer Sauerstoffbedarf, gesamt
CSB_{gel.}: Gelöste und partikuläre Stoffe $\leq 0,45 \mu\text{m}$ NH₄-N: Ammonium-Stickstoff

Die TS-Gehalte des Gärsubstrats im Fermenter zwischen der Höhe 1,50 m und 4.50 m über dem Boden unterschieden sich nicht wesentlich. Deutlich geringer lagen die Konzentrationen in den Proben, die aus Bodennähe gezogen wurden (Entnahmestelle Perkolat). Der oTS-Anteil an der Trockensubstanz streute ungerichtet über die Behälterhöhe und über die Entfernung vom Zugabepunkt der Feststoffe. Es konnte nicht ausgeschlossen werden, dass die Spannweite der Werte durch die Probennahme selbst erheblich beeinflusst wurde.

Der Fermenterinhalt enthielt ausreichend puffernd wirkende Bestandteile, so dass sich die vergleichsweise hohe Säurekonzentration nicht ersichtlich negativ auf den Abbauprozess auswirkte.

Am Ende des Untersuchungszeitraumes lagen die FOS-Konzentrationen um etwa 1 g·l⁻¹ (ca. 15 %) höher als zu Beginn, der Gesamt-CSB stieg um ca. 11 % auf im Mittel 135,5 g·l⁻¹.

Die CSB-Konzentrationen aus Bodennähe (PNF6) sind nur halb so hoch im Vergleich zu allen anderen. Hingegen unterscheiden sich die Konzentrationen an gelöstem CSB weder über die Behälterhöhe und noch längs der Fließrichtung nicht.

Der Ammonium-Gehalt lag meist über 4,0 g·l⁻¹, was der Stickstoff-Fracht aus der Silage geschuldet war, vgl. Tab. 7, Kap. 4.3.3.

5.5.3 Einfluss und Auswirkungen des Perkulationsregimes

Im Jahresmittel wurden in den Fermenter täglich 11,03 Tonnen Silage, $AD = 0,89$, eingebracht. In den Monaten 5 bis 7 wurde mit etwa 20 Tonnen pro Monat mehr eingesetzt, vgl. Abb. 55.

Der Stromverbrauch für die Perkulationspumpe folgte in der Tendenz den Änderungen des Einsatzes von Silage.

Das täglich auf der Substratoberfläche verteilte Perkolatvolumen streute auffallend. Während in ersten Monaten zwischen 700 und $1.300 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ appliziert wurden, stieg die Menge in den Monaten fünf bis sieben auf etwa das Doppelte. Die Steigerung im Berechnungsvolumen ging einher mit einem höheren Stromverbrauch der Perkulationspumpe, vgl. Anhang 21.

Im Vergleich zu den ersten und letzten Monaten wurde im Mittel bis zu 70 % mehr elektrische Energie eingesetzt.

Im Jahresmittel wurde täglich ein Perkolatvolumen von 1.507 m^3 auf 379 m^2 Substratoberfläche verteilt, entsprechend einer hydraulischen Flächenbelastung q_A von $0,16 \text{ cm} \cdot \text{h}^{-1}$, vgl. Tab. 38: Perkulationsintensitätsparameter, Praxisanlage.

Das spezifische Perkolatvolumen v_{Perk} streute im Untersuchungszeitraum ebenfalls weit. Die Flächenbelastung q_A und das spezifische Perkolatvolumen v_{Perk} waren geringer als in den kontinuierlichen Laborversuchen, vgl. Kap. 5.3.. Die Spanne der Perkolataustauschrate r_{Fl} ist vergleichbar mit den unteren Werten der Vergleichsuntersuchungen im Labor unter B_R $1,5 \text{ g}_{\text{OTS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$.

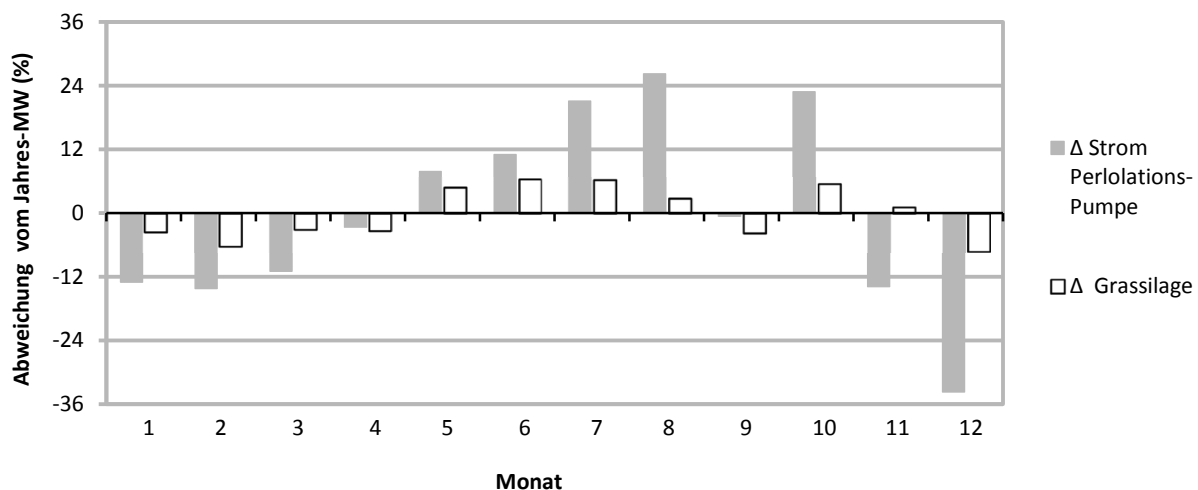


Abb. 55: Silageeinsatz und Strombedarf der Perkulations-Pumpe, Praxisanlage

Tab. 38: Perkulationsintensitätsparameter, Praxisanlage

	V_{Perk} [l·kg ⁻¹ _{oTS}]	r_{Fi} [l·l ⁻¹ ·d ⁻¹]	q_A [cm·h ⁻¹]
Mittelwert	467	0,73	0,16
AD	164	0,26	0,06
Min	20	0,03	0,01
Max	920	1,44	0,32

V_{Perk} : spezifisches Perkolatvolumen r_{Fi} : Perkolataustauschrate

q_A : hydraulische Flächenbelastung Mittelwert: Arithmetisches Mittel

AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

n = 365

Die ins Netz eingespeiste Strommenge binnen 365 Tage betrug etwa 1.445 MWh_{el.}. Der Stromverbrauch der Perkulationspumpe belief sich im selben Zeitraum auf etwa 26,5 MWh_{el.}. Dies entspricht 1,83 % der Stromlieferung.

5.5.4 Leistungsdaten

Im Jahresmittel erzeugte die Anlage Biogas in Höhe von ca. 974 Nm³·d⁻¹. Die täglich eingespeiste Strommenge folgt in etwa dem Verlauf der täglichen Gasproduktion, vgl. Abb. 56.

Eine absolute Deckungsgleichheit beider Graphen ist in der betrieblichen Praxis nicht zu finden, denn die errechnete Methanrate hing unter anderem von der CH₄-Konzentration ab, die Stromeinspeisung dagegen war eine direkte Leistungsmessung und mittels Gasspeichern wurden die Schwingungsbreiten in der Gasentstehung zum Teil ausgeglichen. Da die Gasvolumenmessung im Untersuchungszeitraum für einige Wochen ausgefallen war, ist die Darstellung der Methanmenge lückenhaft.

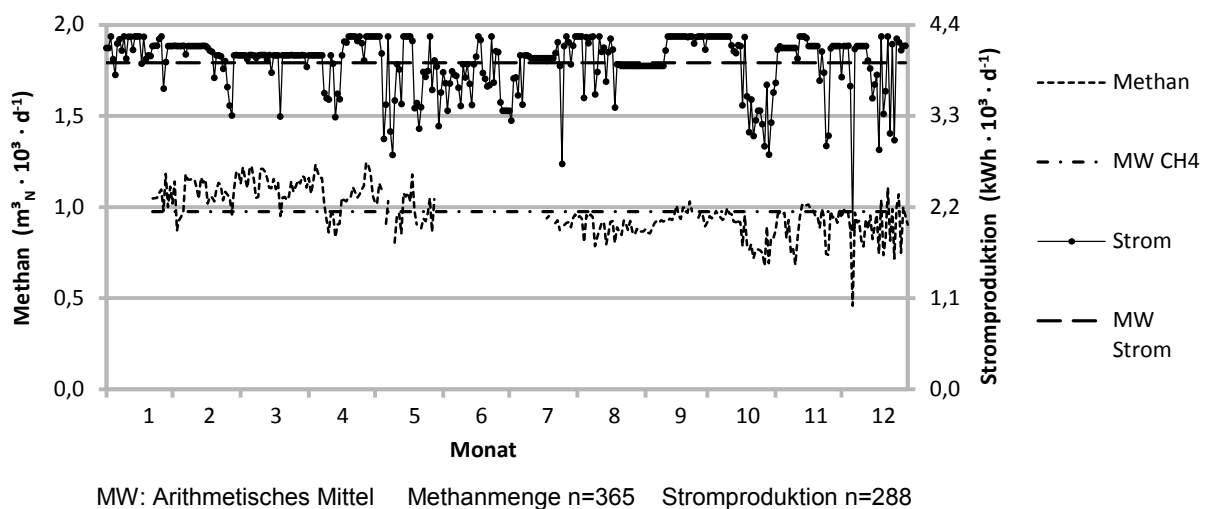


Abb. 56: Methanmenge, Stromproduktion im Untersuchungszeitraum, Praxisanlage

Das BHKW der Biogasanlage war täglich in Betrieb. Die Auswertung der Brennstoffqualität ergab eine atypische Gaszusammensetzung. Laut einer Datenerhebung an über 60 Biogasanlagen liegt nach GEMMEKE ET AL. (2009) der durchschnittliche CH₄-Gehalt im Biogas bei 52,4 %, bei einer Spannbreite zwischen 48,6 und 58,8 %.

Im Mittel von 365 Tagen lag hingegen die Methankonzentration im Biogas, vor dem BHKW gemessen, bei 45,79 %, vgl. Tab. 39: Daten der Energieerzeugung und –versorgung, Praxisanlage. Dabei war die CH₄-Konzentration war auf wenige Tage bei einer mittleren absoluten Abweichung von 1,46 % in etwa konstant. Laut Aussage der Betriebsleitung wurde vergleichsweise viel Luft in den Gasraum des Fermenters eingetragen, um die H₂S-Werte im Biogas möglichst gering zu halten. Dies bestätigten die Rest-Sauerstoffkonzentrationen im Biogas von 2,62 % (Jahresmittel), mit einem Peak-Wert von 7 %.

Die Generatorleistung des BHKW war laut Datenblatt 190 kW_{el.}. Die Auswertung der Stromproduktionsdaten ergab eine durchschnittliche Generatorleistung von lediglich 165 kW_{el.}. Es wurde davon ausgegangen, dass die Ursache der Minderleistung auf den vergleichsweise geringen Gemischheizwert aufgrund hoher Inertgasanteile (N₂ und CO₂) zurückzuführen war.

Nach ASCHMANN ET AL. (2009) und ZANTER ET AL. (2014) sollte Biogas einen Mindest-Methangehalt von 50 % aufweisen. Bei geringeren Konzentrationen steigen wegen unvollständiger Verbrennung die Stickoxid-Emissionen im Abgas.

Tab. 39: Daten der Energieerzeugung und –versorgung, Praxisanlage

	Biogasbereit- stellung an BHKW	Biogasqualität			Strom- produktion	Wärmelieferung an Extern
	[Nm ³ · d ⁻¹]	CH ₄ [%]	CO ₂ [%]	O ₂ [%]	[kWh · d ⁻¹]	[kWh · Monat ⁻¹]
Mittelwert	2.110	45,79	40,47	2,62	3.939	50.300
AD	231	1,46	1,47	0,34	254	-
Min	814	37	28	0,5	1.948	32.508
Max	3.229	52	46	6,8	4.258	73.431
n	296		365		288	12

BHKW: Blockheizkraftwerk CH₄: Methan CO₂: Kohlenstoffdioxid

Mittelwert: Arithmetisches Mittel AD: durchschnittliche absolute Abweichung = $\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\chi_i - m|$

5.5.5 Bewertung

Der Anlagenbetrieb wurde messtechnisch und analytisch begleitet. Zum einstufigen Sauter-Verfahren sind bisher keine wissenschaftlichen Untersuchungen publiziert, lediglich Erfahrungsberichte von Anlagenbetreibern (DEMPE 2008).

Die externe hydraulische Umwälzung von Fermenterinhalt zum Zweck der Substratverteilung und –erwärmung ist eine bewährte Methode in der anaeroben Abwasser- und Abfallbehandlung (AUSTERMANN-HAUN ET AL. 2000, SCHOLWIN ET AL. 2009). Die Innovation des Sauter Verfahrens besteht darin, dass mittels Umwälzung und Applikation der Gärflüssigkeit auf die Oberfläche gezielt die spezifisch leichtere partikuläre Organik der Schwimmschicht durchtränkt und damit Dichteunterschiede zwischen den festen und flüssigen Bestandteilen verringert werden. Das Perkolat wird auf der gesamten Oberfläche mittels schwenkbaren Düsen verteilt. Dies ist das wesentliche Innovationsmerkmal. Die Feststoffe reichern sich im Fermenter nicht an. In Suspension mit Gärflüssigkeit werden sie in einen Pufferbehälter gravimetrisch ausgeschwemmt. Von dort wird, in Abhängigkeit des Wassergehalts des Inputs, Gärflüssigkeit wieder in den Fermenter zurückgeleitet.

Mit der einjährigen Betriebsbegleitung wurde die Eignung des Verfahrens im kontinuierlichen Anlagenbetrieb dokumentiert. Änderungen in der hydraulische Umwälzung und Applikation erlaubten einen kontinuierlichen Betrieb sowie eine gleichmäßige Energieproduktion bei variabler Substratzusammensetzung und TS-Konzentration.

Ein Schwerpunkt der Untersuchungen war die chemische Zusammensetzung und die physikalische Eigenschaften des Perkolats im System. Die Perkolatproben der Praxisanlage enthielten partikuläre Schwebstoffe. Die Bestimmung der dynamischen Viskosität zum Vergleich mittels Kugelfall-Viskosimeter nach Höppler war daher nicht möglich.

Im Jahresmittel setzte sich die oTS des täglichen Fermenterinputs zusammen aus 210 kg oTS aus Gülle und etwa 2.950 kg oTS aus Silagemix verschiedener Grasbestände zusammen. Die Energieleistung der Biogasanlage stammt zu weit über 90 % aus den Energiepflanzen.

Das Verhältnis CSB zu oTS im Gärmedium der Praxisanlage korreliert sehr gut, weicht aber von der Relation vergleichbarer Substratmischung nach SCHLATTMANN (2011) nach oben ab, vgl. Tab. 40: Korrelation von Gesamt-CSB und oTS in Gärflüssigkeit der Praxisanlage.

Tab. 40: Korrelation von Gesamt-CSB und oTS in Gärflüssigkeit der Praxisanlage

Substrat	$r_{\text{CSB,oTS}}$	R^2	n
Perkolat diverse Grassilagen und Rindergülle	1,93	0,96	4
<i>Fermenterinhalt: Grassilage, Gärrest_{Rindergülle}</i>	1,51	0,97	23
<i>Maisilage, Gärrest_{Rindergülle}</i>	1,46	0,85	26

(SCHLATTMANN 2011)

CSB: Chemischer Sauerstoffbedarf oTS: organische Trockensubstanz

$r_{\text{CSB,oTS}}$: Verhältnis Chemischer Sauerstoffbedarf zu organischer Trockensubstanz R^2 : Bestimmtheitsmaß

5.6 Diskussion der Varianten

Die Varianten der perkolierten Feststoff-Vergärung werden nachfolgend entsprechend den Untersuchungszielen vergleichend diskutiert sowie auf den Stand des Wissens bezogen. Dies betrifft zum einen die Veränderungen der Eigenschaften der partikulären Biomasse und zum anderen die Prozessflüssigkeit. Varianten- und betriebsspezifisch werden die Kinetik der Gasbildung sowie die Methanausbeuten gegenüber gestellt. An betreffender Stelle wird Bezug auf Vergleichsparameter genommen.

5.6.1 Eigenschaften und reale Verweilzeit der Feststoffe

Frühere Untersuchungen zur satzweisen perkolierten Vergärung zeigen, dass die Perkolation Stoffkonzentrationen und Struktur der partikulären Biomasse verändert (STILLER UND MOHR 2007). Die Versuchsergebnisse sowie die Erhebungen an Praxisanlagen erweitern den Kenntnisstand in diesem Bereich.

Die TS-Konzentrationen der eingesetzten Substrate streuten erheblich, zwischen etwa 19 % und 50 % FM. Im satzweise betriebenen Wechselbehälter-Verfahren beeinflusste der TS-Gehalt des Ansatzes die Lagerdichte des Gärstocks im Behälter. In der TS-Spanne zwischen 20 und 34 % FM sowie einer Substratdichte bei Beschickung zwischen $0,2$ und $0,6 \text{ kg} \cdot \text{l}^{-1}$ erhöhte sich mit zunehmendem TS-Anteil die Lagerdichte von 0 auf 60 % relativ.

Während einer Verweilzeit verringerte sich Volumen der eingebrachten Schüttung um 15 bis 25 % und zwar je höher der TS-Gehalt zu Beginn desto war höher die Reduktion. Ferner zeigte sich, dass je trockener das Substrat eingebracht wird, umso mehr Wasser wird im Substrat eingelagert bzw. die Lagerdichte steigt.

Das Perkolationsverhältnis P wurde variiert zwischen $0,2$ und $7,0 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{OTS}} \cdot \text{d}^{-1}$. Die Praxis belegt Verhältnisse von $P < 0,5 \text{ l} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{OTS}} \cdot \text{d}^{-1}$. Das Perkolationsregime hatte in allen Batch-Ansätzen – 28 Tage im Gärstock, 40 Tage im Einstau – keinen eindeutigen Einfluss auf TS-Gehalt und Lagerdichte. Unter der Voraussetzung, dass der Substratstock im Fermenter über das Aufbringen von Prozessflüssigkeit hinausgehend keiner weiteren mechanischen Verdichtung ausgesetzt war, kann festgehalten werden: In Abhängigkeit der Feuchte lignocellulosereicher Biomasse stellt sich bei der perkolierten Feststoff-Vergärung im Substratstock oder in der Schwimmschicht eine Dichte zwischen $0,3$ und $0,6 \text{ kg} \cdot \text{l}^{-1}$ ein, vgl. Abb. 57.

Validiert wurde dieser Zusammenhang ebenfalls über die Bestimmung der Trockensubstanzdichte in der Schwimmschicht $\rho_{\text{TS, SS}}$ im einstufigen Einstau-Verfahren.

Versuchsbetrieb und Aussagen der Praxis zeigen ferner, dass bei Lagerdichten $\leq 0,6 \text{ kg} \cdot \text{l}^{-1}$ im Substratstock ein ausreichendes Porenvolumen für die Dränung vorhanden ist.

Im Versuch wie auch in Praxis wurde nachgewiesen, dass sich die TS-Konzentration in den festen Gärresten der Batchverfahren wie auch in den Feststoff-Schichten der eingestauten Verfahren auf einen TS-Gehalt zwischen 20 % und 25 % einpendelt. Dies bestätigt die Ergebnisse von BASERGA ET AL. (1994).

Ergebnisse und Diskussion

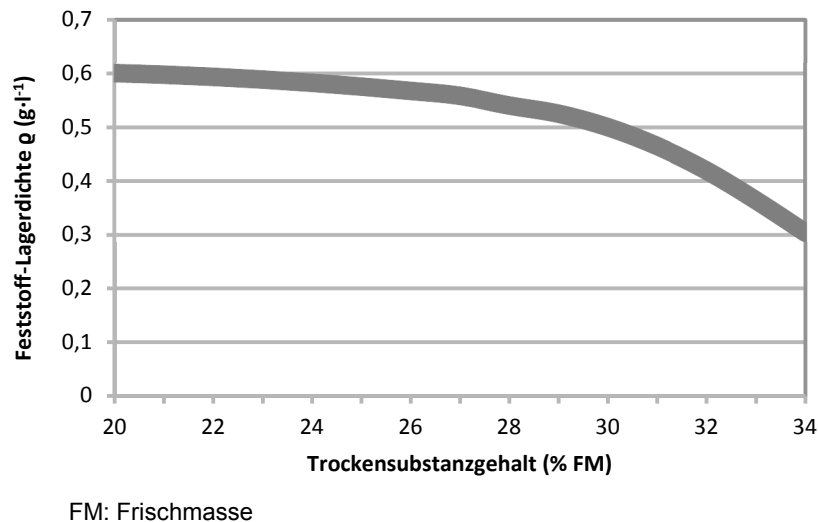


Abb. 57: Input-Trockensubstanz und Lagerdichte bei perkolierter Feststoff-Vergärung

Das bedeutet, dass die Vergärung in perkolierten Fermentern im Vergleich zu Rührkessel-Reaktoren (KALTWASSER 1980) unter in etwa doppelt so hohen TS-Konzentrationen betrieben wird. In CSTR-Systemen spielt die Fließeigenschaft des Gärmediums, mittelbar beeinflusst u.a. durch die TS-Konzentration, eine wesentliche Rolle. Die Rühreinrichtung muss im technischen Design und in der Leistung auf die Fließeigenschaften des Mediums angepasst sein. Jede Abweichung davon ändert die Wirkung des Rührers. Perkolierte Feststoff-Vergärungsverfahren haben dieses Betriebs-Risiko nicht.

Im Unterschied zu Wechselbehälter-Verfahren können bei Einstau-Verfahren in erheblichem Anteil auch flüssige Substrate eingesetzt werden. Der dadurch bedingte höhere Wassergehalt führte in der Praxis-Anlage zu einem TS-Gehalt < 20 % in der Feststoff-Schicht. Hier zeigt sich, dass in perkolierten System auch Biomassen mit einer Feuchte < 50 % ohne weiteren technischen Aufwand einsetzbar sind.

Perkolationsverfahren stellen einen gewissen Anspruch an die Strukturstabilität und die Partikelgröße der eingesetzten Biomassen. Andererseits sind diese Verfahren im Vergleich zu Rührkesselreaktoren vorteilhaft, wenn aus Gründen der Rückhaltung von Störstoffen im festen Gärrest auf einen hohen Mahlgrad vor Vergärung verzichtet werden soll, so zum Beispiel in der Bioabfallbehandlung.

Der Parameter: hydraulische Verweilzeit HRT , ist ungeeignet, um die reale Verweilzeit der Feststoffe sowohl in perkolierten Wechselbehälter- als auch in kontinuierlich betriebenen, eingestauten Systemen, abzubilden. Je mehr fester Gärückstand in der satzweisen Vergärung anteilig als Impfsubstrat eingesetzt wird, desto weniger eignet sich der HRT als Vergleichsparameter mit CSTR-Systemen. Die Ergebnisse der Einstau-Varianten zeigen, dass von einer 40 bis 70 % kürzeren Aufenthaltszeit auszugehen ist.

5.6.2 Zusammensetzung und Eigenschaften des Perkolats

Werden zur Vergärung lignocellulosereicher Biomasse, hier vor allem grasartige Pflanzen, anteilig flüssige oder pastöse organische Substrate zugesetzt, verändert dies die Eigenschaften des Perkolats. Im Perkolat von Substratmischungen, deren Inoculum ursprünglich zum Teil aus Mist bestand, wurde eine TS-Konzentration von durchschnittlich 3,5 % FM nachgewiesen. Dieser TS-Gehalt wurde auch in der Praxis genannt, wo überwiegend eine Mischung von strukturstabilen sowie –schwachen Biomassen eingesetzt wird.

Bei der Vergärung von Maissilage im Einstau-Verfahren zeigten sich ebenfalls höhere TS-Gehalte zwischen 2 und 4 % FM, im Vergleich zur Riedgras-Silage mit 1,5 bis 2 % FM. Daraus kann abgeleitet werden, dass zum einen Riedgras-Silage suspendierte Partikel effektiver aus dem Perkolat filtert. Zum anderen zeigen sich bei Maissilage wesentlich höhere Zerfallserscheinungen der originären Pflanzenstruktur.

Die Fließeigenschaft des Perkolats ist bei einer dynamischen Viskosität von < 10 cP dem Wasser (1 cP) sehr ähnlich, im Gegensatz zu Rindergülle mit quasilastischen Fließverhalten (LOMMATZSCH 2014).

Diese aus technischer sowie hydraulischer Sicht vorteilhafte Filterwirkung schwindet mit steigendem Anteil strukturlabiler Substrate. In der Praxisanlage wurden bei einem Gülleanteil von etwa 37 Massen-% im Perkolat TS-Konzentrationen von 5 bis 6 % FM gemessen. Die Pumpentechnik der Perkolatumswälzung, die Betriebseinstellung sowie der Düsenquerschnitt müssen der veränderten Fließeigenschaft entsprechend angepasst werden.

Bei Batchanlagen hingegen wird mit dem Perkolatregime das Ziel eines Konzentrationsausgleichs verfolgt. Die Praxis mit mehreren und zeitversetzt befüllten Behältern richtet sich danach, aus Behältern zu Beginn des Chargenbetriebs kritisch hohe Stoff- (Intermediat-) Konzentrationen über das Perkolat abzuführen und Behältern gegen Ende des Chargenbetriebs zuzuführen.

Zur näheren Beurteilung weiterer Einflussfaktoren auf die Energieausbeute bei zweiphasigen Systemen wurden die Konzentrationen wesentlicher Stoffklassen, Verbindungen sowie Gleichgewichtsreaktionen erfasst und analysiert. Es konnte gezeigt werden, dass die oTS-Konzentration in der mobilen Prozessflüssigkeit höher liegt als in der stationären festen Phase. Ferner steigt im kontinuierlichen Betrieb die oTS-Konzentration der Perkolate tendenziell bei zunehmender täglicher oTS-Zugabe an.

Dabei korreliert die oTS in hohem Maße mit dem Gesamt-CSB. Bei Perkolat der Riedgras-Seggen-Silage lag der Korrelationskoeffizient $r_{CSB,oTS}$ bei 1,60 (R^2 0,96), der Maissilage bei $r_{CSB,oTS}$: 1,69 (R^2 0,85) sowie des Klee gras-Rindergülle-Gemisches bei $r_{CSB,oTS}$: 1,93 (R^2 0,96). Diese Ergebnisse sind den Koeffizienten nach SCHLATTMANN (2011) sehr ähnlich.

Hinsichtlich der Dynamik der Überführung von methanisierbaren Verbindungen aus der partikulären Biomasse in das Perkolat, bestimmt als $CSB_{ges.}$, liegen nur für die Einstau-Varianten vergleichbare Ergebnisse vor. Die Perkolatmengen bei den satzweisen Versuchen waren hierfür zu gering.

Die CSB-Konzentration im Perkolat ist die Bilanz gebildeter gelöster organischer und zu gasförmigen Produkten und Wasser transformierter Verbindungen. Der Vergleich zeigt unterschiedliche $CSB_{ges.}$ -Gehalte. Die Perkolate auf Basis von Maissilage wiesen innerhalb

eines Verfahrens und bei gleicher oTS-Zugabe im Vergleich zur Riedgras-Seggen-Silage immer höhere CSB-Konzentrationen auf.

Bei Maissilage lagen die Konzentrationen im zweistufigen Einstau-Verfahren (PFR/AF) mit einem $\text{CSB}_{\text{ges.}}$ von 7,4 bis 11,2 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ deutlich unter den CSB-Konzentrationen im einstufigen Sauter-Verfahren mit 19 – 33 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$. In Perkolaten der Riedgras-Seggen-Silage waren die Differenzen mit 6,4 – 7,6 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ (PFR/AF) zu 9,2 – 17,6 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ (Sauter-Verfahren) geringer.

Die im zweistufigen Verfahren nachgeschaltete ergänzende Methanisierung (AF) reduzierte die CSB-Gehalte im Perkolat bei allen Einstellungen weiter.

In der Praxis der satzweisen Vergärung wurde – bei Mischsubstraten – im Mittel ein $\text{CSB}_{\text{ges.}}$ von 25 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ gemessen. Im Perkolat der kontinuierlich betriebenen Praxisanlage nach dem Sauter-Verfahren konnten deutlich höhere $\text{CSB}_{\text{ges.}}$ -Konzentrationen von 78 bis 84 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ festgehalten werden.

Die FOS bilden einen wesentlichen Bestandteil des $\text{CSB}_{\text{ges.}}$. Eine FOS-Konzentration $> 8 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$ führt nach KARTHIKEYAN UND VISVANATHAN (2013) zu Einschränkungen im Methanbildungsprozess. Bei Maissilage im einstufigen Einstau-Verfahren nahm mit steigender oTS-Zufuhr die FOS-Konzentration von 0,19 auf 4,1 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ zu, im PFR/AF-Verfahren lediglich von 0,73 auf 0,97 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$. Im Perkolat der Riedgras-Seggen-Silage nahmen die FOS in etwa derselben Höhe zu. Im AF des zweistufigen Verfahrens wurde der Säurepegel der Silage-Perkolate nur gering reduziert. Bei Riedgras-Seggen-Silage und unter hoher Raumbelastung aber deutlich um bis zu 20 % relativ. In der Praxis unter Einsatz von Klee gras-Silage und Rindergülle wurden FOS-Konzentrationen zwischen 5 und 6 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ bestimmt.

In der Praxisanlage war der Fermenterinhalt mit TAC-Konzentrationen von 13,1 – 19,2 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ ausreichend gepuffert. Bei höheren oTS-Frachten im einstufigen Laborversuch waren TAC-Konzentrationen von im Mittel 5,6 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ (Riedgras-Seggen-Silage) sowie 11,0 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ (Maissilage) festzustellen. Die einstufige Variante zeigte bei Riedgras-Seggen-Silage und höheren Raumbelastungen Anzeichen einer Überlastung des Puffersystems. Im zweistufigen Vergleich wurde im Perkolat des PFR eine Spanne zwischen 3,6 – 4,8 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ bestimmt, bei FOS-Konzentrationen $< 1 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$ trotzdem als unkritisch bewertet werden kann.

Der pH-Wert, hier maßgeblich bestimmt durch das Verhältnis der organischen Säuren und der puffernd wirkenden Verbindungen, lag im schwach alkalischen Bereich bei pH 7,8 bis 8,0. Im PFR des zweistufigen Einstau-Verfahren hingegen wurden bei Riedgras-Seggen-Silage Werte zwischen pH 6,9 und 7,2, die nach GERARDI (2003) optimal für die Hydrolysestufe sind. Bei Maissilage wurden Werte zwischen pH 7,3 – 7,4 verzeichnet.

Zur Vervollständigung der Beurteilung wird der N-Gehalt der Perkolate mit betrachtet. Die Konzentration dieses essentiellen Nährstoffs mit Wirkung auf den pH-Wert sowie der Stoffwechselaktivität der Organismen ist substrat- und belastungsabhängig. Hierbei wiederum ist das Ausmaß der Mineralisierung ($\text{NH}_4\text{-N}$) organischer Stickstoff-Verbindungen wichtig. Nach GÜNTHER ET AL. (2013) ist eine Ammonium-Stickstoff-Konzentration im Bereich von 1,6 – 2,3 $\text{g}\cdot\text{l}^{-1}$ hinsichtlich der Kinetik der Methanbildung optimal.

Die Versuchsergebnisse der satzweisen Vergärung sowie in der PFR/AF-Variante lassen vermuten, dass die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration die Stoffwechselaktivität der Mikroorganismen verlangsamte, was schlussendlich die Methanausbeuten reduzierte. Das Ausmaß konnte anhand der Versuchsdurchführung nicht näher bestimmt werden.

In den satzweisen Versuchen mit Riedgras-Seggen-Silage lag die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration bei $2 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$, in der Wiederholung nur noch bei $1 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$. Im einstufig eingestauten Vergleich lag die o.g. günstige Ammonium-Stickstoff-Konzentration vor. Im PFR/AF Versuch wurde mit $0,2 - 0,6 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$ eine sehr geringe $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration gemessen. Die Werte bei den Maissilage-Versuchen lagen variantenabhängig geringfügig höher. In der über ein Jahr messtechnisch begleiteten Praxisanlage wurden $\text{NH}_4\text{-N}$ -Gehalte zwischen $3,5$ und $4,9 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$ bestimmt. Während in den Laborversuchen die Silagen als Monochargen behandelt wurden, setzte dort der Betreiber etwa zu etwa einem Drittel Anteil Rindergülle zu.

5.6.3 Perkulationsintensität

Zunächst wird die Perkulationsintensität bei Einstau-Verfahren im kontinuierlichen Betrieb in erster Linie danach ausgerichtet, wie sehr das Ausgangssubstrat zum Aufschwimmen neigt, insbesondere bei geringer Schüttdichte bzw. Feuchtegehalt. Die Applikation bewirkt eine Verringerung der Dichteunterschiede von Feststoffen und Flüssigkeit. Sie wirkt ferner mechanisch auf die Oberfläche, dadurch werden lokale Höhendifferenzen minimiert.

Das Perkulationsverhältnis P eignet sich nur zum Vergleich von Anlagen im Batchbetrieb. Für kontinuierlich betriebene Anlagen ist das spezifische Perkolatvolumen v_{Perk} anzuwenden. Die hydraulische Flächenbelastung $q_{A,\text{perk}}$ sowie die Perkolataustauschrate r_{Fl} sind für alle hier untersuchten Verfahrensvarianten geeignete Parameter.

In den Versuchen wurde P in der Spanne von $0,2$ bis $7,0 \text{ l}\cdot\text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}\cdot\text{d}^{-1}$ variiert. Es konnte kein Einfluss auf die $\text{CSB}_{\text{ges.}}$ - sowie $\text{CSB}_{\text{gel.}}$ -Gehalte festgestellt werden. Dies bestätigt die Aussage von KUSCH ET AL (2012), wo nach P keinen Einfluss hat, sofern das Gärsubstrat ausreichend gepuffert ist. Im satzweisen Einstaubetrieb unter P : $2,0$ und $4,0 \text{ l}\cdot\text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}\cdot\text{d}^{-1}$, war weder eine Auswirkung auf die CSB -Konzentrationen noch auf die Ausprägung der Schwimm- und Flüssigkeitsschichten festzustellen.

Im Vergleich der kontinuierlichen Verfahren wurde v_{Perk} in einer Spanne zwischen $350 - 7.500 \text{ l}\cdot\text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$ variiert. In der Praxisanlage wurde ein spezifisches Volumen von 164 bis $920 \text{ l}\cdot\text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$, im Mittel $467 \text{ l}\cdot\text{kg}^{-1}_{\text{oTS}}$, realisiert. Bei Maissilage im Versuch sowie dem Klee gras-, Güllegemisch der Praxisanlage war kein merkbarer Einfluss der Perkulationsintensität festzustellen. Bei Riedgras-Silage zeigten sich Unterschiede. Während im einstufigen Einstau die Intensität zu keiner Differenzierung führte, war im zweistufigen Einstau bei höherer Intensität und höheren Nährstoffgehalten der Silage (Ernte 2012) ein deutlich höherer Methanausbeute des Gesamtsystems (PFR und AF) zu verzeichnen.

Die stoffliche Zusammensetzung sowie die Strukturstabilität der Energiepflanzen dominieren auch im kontinuierlichen Betrieb die Effekte der Perkulationsintensität.

Die Spannen der r_{Fl} betragen im satzweisen Betrieb sowie in der kontinuierlich betriebenen Praxisanlage $0,2 - 1,2 \text{ l}\cdot\text{l}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, bei den kontinuierlichen Versuchsvarianten $1,2 - 10,7 \text{ l}\cdot\text{l}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$. Wirkungen waren nicht zu verzeichnen, analog zu den vorgenannten Parametern.

Hinsichtlich Stoffkonzentrationen und Methanausbeuten trifft vor genanntes auch für $q_{A,\text{Perk}}$ zu. In den Versuchen lag die aufgebrachte Flüssigkeitssäule zwischen $1,6 - 14 \text{ cm}\cdot\text{h}^{-1}$, in der Praxisanlage weitaus geringer im Bereich von $0,01 - 0,32 \text{ cm}\cdot\text{h}^{-1}$. Die Perkulation bewirkte eine Einebnung der Schwimmschichtoberfläche. Aufgrund von Versuchsbeobachtungen wurde die

Riedgras-Seggen-Silage mit $7 - 14 \text{ cm} \cdot \text{h}^{-1}$ erheblich höher beaufschlagt wie die Maissilage im Bereich $1,6 - 4,4 \text{ cm} \cdot \text{h}^{-1}$. In der Praxisanlage wurde mit gesteigerter Perkolatgabe einem höheren Grasanteil in der Mischung begegnet.

In der Praxis der „Boxen“-Fermentation (satzweise Vergärung in Wechselbehältern) finden sich überwiegend zwei Strategien der Perkulationsintensität und -verteilung: a) Chronologisch abnehmende Intensität, b) Messdaten-gesteuerte Verteilung.

Da weder die eine noch die andere Strategie in der Praxis präferiert wurde und auch kein Zusammenhang mit den verschiedenen Substratarten ersichtlich war, scheint die Entscheidung in Einzelfall in Abhängigkeit der Ausstattung an Messtechnik und Analytik vor Ort getroffen zu werden. Eine Untersuchung und Bewertung der Vor- und Nachteile beider Strategien steht noch aus.

5.6.4 Methanausbeuten und Geschwindigkeit der Methanbildung

Bei satzweiser Vergärung von Riedgras-Silage (Ernte 2011), betrug die Methanausbeute binnen 28 Tage $98 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$, in der Wiederholung und mit Impfsubstrat aus dem voran gegangenen Ansatz $95 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$. In beiden Ansätzen verlief die Gasbildung über die Zeit in etwa gleich. Im einstufigen Einstau-Verfahren konnte die Methanausbeute binnen 40 Tagen mit $136 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$ bestimmt werden. Beinahe dieselbe Ausbeute ergibt sich bei Extrapolation der Ausbeuten des 28-tägigen Satzbetriebs.

Im zweistufigen Einstau-Verfahren und Riedgras-Silage der Ernte 2011 verringerten sich mit zunehmender Raumbelastung von B_R 1,5 auf $3,5 \text{ kg}_{\text{oTS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ die Methanausbeuten von 169 auf $110 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$.

Die Riedgras-Silage aus Ernte 2012 wurde in den kontinuierlichen einstufigen Versuchsreihen sowie in der zweistufigen Variante bei B_R $4,5 \text{ kg}_{\text{oTS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ eingesetzt. In der einstufigen Variante war mit zunehmender oTS-Beladung eine Abnahme der Methanausbeute von 250 auf $170 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$ festzustellen. Unter der hohen Raumbelastung wurde in der zweistufigen Variante eine Methanausbeute von $195 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$ gemessen, im einstufigen Vergleich hingegen $170 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$. Bei Raumbelastungen $\leq 2,5 \text{ kg}_{\text{oTS}} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ konnten hier Methanausbeuten von etwa $250 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$ bestimmt werden.

Der erhebliche Qualitätsunterschied beider Ernten erlaubt keinen direkten Vergleich mit den Ausbeuten der zweistufigen Variante bei geringen Raumbelastungen.

Nach KALZENDORF (2012) können aus Riedgras- und Seggen-Bestände unter Monovergärung Methanausbeuten zwischen 170 und $180 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$ erzielt werden. Bei Mähgut von Brachflächen sowie Flächen, die nach Naturschutzrichtlinien bewirtschaftet werden, ist von erheblichen Unterschieden in der botanischen Zusammensetzung, der stofflichen Zusammensetzung sowie dem physiologischen Alter der Pflanzen auszugehen.

Im Variantenvergleich mit Maissilage waren die Unterschiede in den Ausbeuten mit 5 bis 10 % deutlich geringer. Die höheren Ausbeuten waren in der zweistufigen Variante zu verzeichnen. Mit zunehmender Raumbelastung verringerten sich hier die Methanausbeuten von 365 auf $302 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$, bei der Vergleichsvariante von 335 auf $300 \text{ l}_\text{N} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{oTS,ZU}}$. Die Ausbeuten bei

perkolierten Einstau-Verfahren liegen im Bereich der Ergebnisse von HEIERMANN ET AL. (2010), die Methanausbeuten aus Maissilage zwischen 313 und 408 $\text{l}_\text{N} \cdot \text{kg}_{\text{OTS, zu}}^{-1}$ dokumentierten.

Die Untersuchungen zeigen, dass sich die in perkolierten zweiphasigen Systemen erzielbaren Energieausbeuten nicht nennenswert von Verfahren unterscheiden, bei denen Substrate als Suspension bei mehr oder weniger vollständiger Durchmischung vergärt werden. Charakteristisch für perkolierte Verfahren ist der hohe Feststoff-Gehalt des Gärmediums, der auf den ersten Blick eine höhere reaktorvolumenspezifische Ausbeute ermöglicht. Dem steht entgegen, dass mit zunehmender Feststoff-Konzentration der Zerfall und die Hydrolyse partikulärer Biomasse langsamer verlaufen. Für volldurchmischte System gibt SCHLATTMANN (2011) eine Zerfallskonstante bei Gras von $0,5 \text{ d}^{-1}$, bei Mais von $0,7 \text{ d}^{-1}$ an. Die Zerfallszeit bei Gras verdreifacht sich nach KOCH ET AL (2010) bei einem TS-Gehalt von 16 %, das heißt, je höher die Feststoffkonzentration desto verzögerter verläuft die Hydrolyse. Das Ausmaß ist substratabhängig.

6. Schlussfolgerungen

Der zunehmende Einsatz strukturreicher relativ trockener Biomassen erhöht den technischen Aufwand und damit die Kosten der bislang üblichen Nass-Vergärung. Wie die Entwicklung bei organischen Siedlungsabfällen zeigt, bevorzugt die Praxis technisch einfachere Verfahren. Sie verspricht sich dadurch geringere Betriebskosten und eine höhere System-Verfügbarkeit.

Bei der perkolierten Feststoff-Vergärung kann auf den sonst erforderlichen hohen Mahlgrad sowie die Herstellung einer pumpfähigen Suspension verzichtet werden. Die Feststoffe verweilen quasi stationär im Fermenter während das Prozesswasser zeitlich und räumlich gesteuert im System zirkuliert. Dabei sind die Kinetik der Gasbildung sowie die Methanausbeuten mit der Nass-Vergärung durchaus vergleichbar. Ferner kann wiederholt bestätigt werden, dass bei strukturreicher Biomasse die Hydrolyse die Geschwindigkeit der Methanbildung dominiert.

Im Vergleich mit den Wechselbehälter-Verfahren, hier wird die Biomasse satzweise gestapelt vergärt, ermöglicht der Einstau eine deutlich größere Substratvariabilität. Hier können auch flüssige Substrate in nennenswertem Umfang eingesetzt werden.

Mit dieser Arbeit konnte ein positiver Zusammenhang zwischen der Substratstrukturstabilität und dem Fließverhalten des Perkolats gezeigt werden, das ähnlich dem von Wasser ist. Dimensionierung und Parametrierung von Pumpen und Verteileinrichtungen ist damit einfach und betriebssicher.

Die Verfahren unterscheiden sich im Perkolatmanagement. In der satzweisen Vergärung soll mittels Misch- und Kreuzführung des Perkolats primär ein Stoffkonzentrationsausgleich zwischen den Behältern und nachrangig eine höhere Systemleistung erzielt werden. Die Perkolatapplikation im Einstau zielt auf die Verringerung der Dichteunterschiede im Zwei-Phasen-System ab. Damit wird ein kontinuierlicher Betrieb sichergestellt.

Perkolation bedeutet Energieaufwand. Die Verfahren der perkolierten Feststoff-Vergärung lassen sich diesbezüglich anhand der Parameter: Perkolataustauschrate r_{Fl} [d^{-1}] sowie Flächenbelastung $q_{A,Perk}$ [$m \cdot d^{-1}$] vergleichen und optimieren. Erstgenannter stellt den Bezug zu Stoffkonzentrationen im Perkolat her. Je höher beispielsweise die Säurekonzentration ist, desto höher wird r_{Fl} sein, um die Säuren in andere Bereiche mit geringer Konzentration zu verfrachten. Der Parameter kann ebenfalls zur Dimensionierung und Optimierung eines Anaerobfilters (AF) herangezogen werden.

Die Applikationshöhe hingegen ermöglicht Rückschlüsse auf die vertikale Strömungsgeschwindigkeit des Perkolats im Gärstock respektive in der Schwimmschicht und somit auf die Dynamik von Lösungs- und Verfrachtungsvorgängen. Ferner korreliert der Parameter mit Dichteunterschieden im Einstau sowie Verdichtung des Gärstocks, was unter Umständen auf die Perkolatzügigkeit Einfluss nimmt. Mittels dieser Parameter kann die Perkulationsintensität im Einzelfall optimal gestaltet und dadurch der Energieeinsatz minimiert werden. Sie eignen sich ferner zum Verfahrensvergleich.

Ein zusätzlicher AF ermöglicht eine rasche und binnen Stundenfrist gezielte Reduktion methanisierbarer Zwischenprodukte. Bei nicht hoch stickstoffhaltigem Perkolat, d.h. bei schwach ausgeprägtem Ammonium-Ammoniak-Puffer, führt dies nachweislich zur Senkung des pH-Werts auf Werte um pH 7. Dies verbessert die Hydrolyserate im Einstau. Zunächst ist

Schlussfolgerungen

festzustellen, dass das zweistufige Einstau-Verfahren mit AF im Vergleich die höchste Systemleistung hat.

Der zweistufige Einstau erlaubt ferner eine stossweise Beladung bei entsprechend angepasster Perkolatapplikation ohne Verlust an Biogasausbeute. Das Verfahren eignet sich zur flexiblen Biogaserzeugung aus strukturreicher Biomasse binnen Tagesfrist. Die Versuche zeigten, dass binnen 24 Stunden die Biogasmenge um etwa 100 % gesteigert werden kann.

Die Ergebnisse dieser Arbeit weisen auf das noch nicht im Detail untersuchte AF-Potential zur Erhöhung der Gesamtsystemleistung hin. Eingehendere Untersuchungen zu optimalen Zulaufkonzentrationen und Flächenbelastung des AF, um für die Hydrolyserate bestmögliche Perkolatqualität im Einstau bereitzustellen, stehen noch aus.

Im Einstau reichert sich partikulärer CSB in der Biomassematrix an. Daraus kann geschlossen werden, dass dort auch bakterielle Destruenten akkumulieren. Es ist noch ungeklärt, bis zu welchem Ausmaß der Einstau als Hydrolysestufe kontinuierlich betrieben werden kann.

Nicht zuletzt werden unter ökonomischen Gesichtspunkten Gärssysteme mit hohen Raum-Zeit-Ausbeuten bevorzugt. Das Potential des zweistufigen Einstau-Verfahrens ist diesbezüglich noch nicht bekannt. Auch bleibt es zukünftigen Arbeiten vorbehalten, die Möglichkeiten des Verfahrens zur flexiblen Biogaserzeugung näher zu spezifizieren.

Eine weitere Erkenntnis ist, dass die Einstau-Verfahren sich insbesondere für strukturreiche Biomasse eignen. Organische Siedlungsabfälle werden vorzugsweise im satzweisen perkolierten Verfahren behandelt. Im Einstau besteht ein Risiko, dass gärbilogisch inerte Stoffe mit Dichten $> 1 \text{ kg} \cdot \text{l}^{-1}$ sedimentieren. Das Risiko steigt mit zunehmendem Dichteunterschied und Partikelgröße. Dementgegen scheint die Trennung im Gärstock vernachlässigbar, was eine nachfolgende Abscheidung ermöglicht.

Nicht zuletzt kann in einer Synthese der derzeitigen Gärverfahren die Technik der Perkolatverteilung zur Verbesserung der Systemverfügbarkeit von Rührkessel-Anlagen eingesetzt werden. Das Merkmal des Sauter-Verfahrens, die gezielte Verteilung der Prozessflüssigkeit auf der Substratoberfläche als Back-up in Rührkesselreaktoren installiert, kann bei Rührwerksausfall sowohl Folgeschäden als auch Ausfallzeit minimieren.

7. Verzeichnisse

7.1 Literatur

- Abdoun, E. (2009) , Weiland, P.(2009): Optimierung der Monovergärung von nachwachsenden Rohstoffen durch Zugabe von Spurenelementen. Bornimer Agrartechnische Berichte, Heft 68, S. 69-78.
- Abendroth, C., Vilanova, C., Günther, T., Luschig, O., Porcar, M. (2015): Eubacteria and archaea communities in seven mesophilic anaerobic digester plants in Germany. *Biotechnology for Biofuels*, 8(1), S. 1-10.
- Abouelenien, F., Namba, Y., Nishio, N., Nakashimada, Y. (2016): Dry co-digestion of poultry manure with agriculture wastes. *Applied biochemistry and biotechnology*, 178(5), S. 932-946.
- Agbor, V. B., Cicek, N., Sparling, R., Berlin, A., Levin, D. B. (2011): Biomass pretreatment: fundamentals toward application. *Biotechnology advances*, 29(6), S. 675-685.
- Amon, T., Kryvoruchko, V., Amon, B., Zollitsch, W., Pötsch, E. (2004): Biogas production from maize and clover grass estimated with the methane energy value system. In: *Proceedings of the Conference, Engineering the Future (AgEng'04)*
- Apelt, M. (2013): Bestimmung von aliphatischen organischen Säuren und Benzaldehyd mit Head-Space-GC. In: Liebetrau, J., Pfeiffer, D., Thrän, D. (Hrsg.): *Messmethodensammlung Biogas. Schriftenreihe des BMU-Förderprogramms „Energetische Biomassenutzung“, Band 7, Leipzig, S. 36-40.*
Download: 03.03.2014; 09:45
<https://www.energetische-biomassenutzung.de/de/downloads/veroeffentlichungen.html>
- Aschmann, V., Jin, W., Effenberger, M., Gronauer, A. (2009): Emissionsproblematik und Energieeffizienz biogasbetriebener Blockheizkraftwerke (BHKW) im Verlauf der Standzeit. *Internationale Wissenschaftstagung Biogas Science*, 1, S. 193-200.
- Austermann-Haun, U., Rosenwinkel, K.-H., Wendler, K. (2000): Verwertung organischer Substrate aus Gewerbe- und Industriebetrieben in kommunalen Faulbehältern – Ergebnisse einer bundesdeutschen Umfrage. In: Bilitewski, B. et al. (Hrsg.): *Anaerobe biologische Abfallbehandlung. Beiträge zur Abfallwirtschaft Bd. 12, Schriftenreihe des Instituts für Abfallwirtschaft und Altlasten, TU Dresden, Dresden.*
- Baader, W., Dohne, E., Brenndörfer, M. (1978): *Biogas in Theorie und Praxis. Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft e.V. (Hrsg.): KTBL-Schrift 229, Darmstadt-Kranichstein, KTBL-Schriften-Vertrieb im Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster-Hiltrup.*
- Baserga, U., Egger, K., Wellinger, A. (1994): Biogas aus Festmist, Entwicklung einer kontinuierlich betriebenen Biogasanlage zur Vergärung von strohareichem Mist. *FAT-Berichte Nr. 451.*

- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V., Pavlosthatis, S. G., Rozzi, A., Sanders, W. T. M., Siegrist, H., Vavilin, V. A. (2002): The IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM 1). *Water Science & Technology*, 45 (10), S. 65-73.
- Bidlingmaier, W. (2000): *Biologische Abfallverwertung*. Eugen Ulmer Verlag, Stuttgart. ISBN 3-8001-3208-7.
- Bischof, W. (1989): *Abwassertechnik*. Springer Fachmedien, Wiesbaden, ISBN 978-3-322-89545-5.
- Bos, A., Westphal, W. (1994): Das AN-Anaerobverfahren als energieproduzierende Intensivrotte bei der Verwertung von getrennt gesammelten Bioabfällen im Landkreis Oldenburg. In: Märkl, M.; Stegmann, R. (Hrsg.): *Anaerobe Behandlung von festen und flüssigen Rückständen. Beiträge zu einer Veranstaltung des Sonderforschungsbereichs 238 der Deutschen Forschungsgemeinschaft*, 2. bis 4. November 1994, DECHEMA-Monographien, Band 130, Weinheim, ISBN 3-527-10224-8, S. 295-298.
- Braun, R. (1982): *Biogas - Methangärung organischer Abfallstoffe: Grundlagen und Anwendungsbeispiele*. Springer-Verlag, Wien, ISBN: 978-3-7091-8676-3.
- Brown, D., Shi, J., Li, Y. (2012): Comparison of solid-state to liquid anaerobic digestion of lignocellulosic feedstocks for biogas production. *Bioresource technology*, 124, S. 379-386.
- Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft, et al. (2007): Abschnitt 1: Grundlagen der Trockenfermentation und Stand der Technik. In: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hrsg.): *Biogaszeugung durch Trockenvergärung von organischen Rückständen, Nebenprodukten und Abfällen aus der Landwirtschaft*. Förderkennzeichen: 22011701, Schlussbericht, Gülzow-Prüzen.
Download: 17.11.2011; 12:27
<https://mediathek.fnr.de/broschuren/bioenergie/biogas/biogaserzeugung-durch-trockenvergarung-von-organischen-ruckstanden-nebenprodukten-und-abfallen-aus-der-landwirtschaft.html>
- Busch, G., Sieber, M. (2006): Zweistufiges Fest-Flüssig-Biogasverfahren mit offener Hydrolyse- ein neues technologisches Konzept für die Biogasgewinnung aus nachwachsenden Rohstoffen und bioverfügbaren Abfällen. In: BTU Cottbus (Hrsg.): *Forum der Forschung 19/2006*, ISSN 0947-6989, S. 63-68.
- Buswell, A. M., Mueller, H. F. (1952): Mechanism of methane fermentation. *Industrial & Engineering Chemistry*, 44(3), S. 550-552.
- Carius, W., Främbis, H., Hellbernd, L., Stahl, R., Hellberg, F. (2008): *Grünlandmanagement und Biogaserzeugung am Beispiel "Mittleres Delmetal"*. BUND-Projekt, Abschlussbericht, Bund für Umwelt und Naturschutz Deutschland – Landesverband Niedersachsen e.V., Prinzhöfte.
- Choong, Y. Y., Norli, I., Abdullah, A. Z., Yhaya, M. F. (2016): Impacts of trace element supplementation on the performance of anaerobic digestion process: A critical review. *Bioresource technology*, 209, S. 369-379.
- Cirne, D. G., Lehtomäki, A., Björnsson, L., & Blackall, L. L. (2007). Hydrolysis and microbial community analyses in two-stage anaerobic digestion of energy crops. *Journal of Applied Microbiology*, 103(3), 516-527.

- Cuetos, M. J., Fernández, C., Gómez, X., Morán, A. (2011): Anaerobic co-digestion of swine manure with energy crop residues. *Biotechnology and Bioprocess Engineering*, 16(5), S. 1044-1052.
- DE 102008038262 (2010): Fermentation of biomass and production of biogas, comprises sprinkling fermenter content using a nozzle, conducting fermentation residue from an opening below liquid level and adding fresh biomass below liquid level or above a pipeline.
Download: 17.11.2011; 13:11
<http://europepmc.org/patents/PAT/DE102008038262>
- De Baere, L., Mattheeuws, B. (2008): State-of-the-art 2008 - Anaerobic digestion of solid waste. *Waste management world*, 9(5), S. 1-8.
- Demirel, B., Scherer, P. (2011): Trace element requirements of agricultural biogas digesters during biological conversion of renewable biomass to methane. *Biomass Bioenergy*, 35, S. 992-998.
- Dempe, H. (2008): Optimierte Fruchtfolgen für Wasserschutzgebiete im Landkreis Bayreuth. Bachelorarbeit, Universität Bayreuth, Fakultät für Biologie, Chemie und Geowissenschaften, Lehrstuhl für Agrarökosystemforschung, eingereicht am 06. 08. 2008, S. 28-30.
- Derikx, P. J. L., Willers, H. C., Ten Have, P. J. W. (1994): Effect of pH on the behaviour of volatile compounds in organic manures during dry-matter determination. *Bioresource technology*, 49(1), S. 41-45.
- Dichtl, N., Klein, D. (2008): Einflussfaktoren bei der Biogaserzeugung auf kommunalen Faulgasanlagen. Tagungsbeitrag, DWA-Energietage – Schwerpunkt Biogas, Fulda, 20.-22. Oktober 2008.
- DIN 1343 1990-01 (1990): Referenzzustand, Normzustand, Normvolumen; Begriffe und Werte. Beuth-Verlag, Berlin/Köln.
- DIN 1345 1993-12 (1993): Thermodynamik; Formelzeichen, Einheiten, Grundbegriffe. Beuth-Verlag, Berlin/Köln.
- Doedens, H. (1989): Möglichkeiten zur Minimierung der Sickerwassermengen. *Entsorgungspraxis Spezial*, (9), S. 11-13.
- DWA-Arbeitsblatt A 262 (2006): Grundsätze für Bemessung. Bau und Betrieb von Pflanzenkläranlagen mit bepflanzten Bodenfiltern zur biologischen Reinigung kommunalen Abwassers. DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V., Hennef.
- Du, J., Qian, Y., Qu, H., Xi, Y., Huang, H., Jin, H., Xu, Y., Lü, X., Chang, Z. (2017): Comparative Analysis of Single-stage and Two-stage Fermentation Systems under Various Process Conditions. *BioResources*, 12(1), S 326-343.
- Eder, B., Krieg, A. (2012): Verfahrenstechnik. In: Eder, B. (Hrsg.): *Biogas-Praxis. Grundlagen, Planung, Anlagenbau, Beispiele*, 5. Auflage, Ökobuch-Verlag, Staufen bei Freiburg, S. 85-129.
- EEA (2017): Supply, transformation, consumption - renewable energies - annual data (nrg_107a)
Download: 19.07.2017; 14:57
<https://www.eea.europa.eu/data-and-maps/data/external/supply-transformation-consumption-renewable-energies>

- Edelmann, W. (1996): Einflussgrößen auf den anaeroben Abbau – Stoffstrommanagement und Verfahrenswahl. In: Biologische Abfallbehandlung III, Kompostierung-Anaerobtechnik-Mechanisch-biologische Abfallbehandlung-Klärschlammverwertung, Wiemer, K., Kern, M. (Hrsg.), M.I.C. Baeza-Verlag, Witzenhausen. ISBN 3-928673-18-1, S. 448.
- Elend, C., Antranikian, G., Müller, J., Liese, A. (2009): Grundlagen der bio-chemischen Umwandlung. In: Kaltschmitt, M.; Hartmann, H.; Hofbauer, H. (Hrsg.): Energie aus Biomasse. Springer Berlin Heidelberg, S. 769-791.
- Faaj, A. (2008): Potential contribution of bioenergy to the worlds future energy demand. IEA Bioenergy.
- Fachagentur für nachwachsende Rohstoffe e.V. (2013): Biogas. 9. Auflage, Gülzow-Prüzen, S. 22.
- Feher, A., Loewen, A., Fritz, T., Nelles, M. (2015): The method development SequEx. Bioavailability of trace elements for biogas production. In: Obernberger, I.; Baxter, D.; Grassi, A.; Helm, P. (Hrsg.): Papers of the 23rd European Biomass Conference. Setting the course for a biobased economy. 23rd European Biomass Conference. Vienna, 1.-4.6.2015. Florenze: ETA-Florence Renewable Energies, S. 589–598.
- Fischer, T., Rilling, N., Stegmann, R. (1994): Das ATF-Verfahren der Technischen Universität Hamburg- Harburg. In: Märkl, M.; Stegmann, R. (Hrsg.): Anaerobe Behandlung von festen und flüssigen Rückständen. Beiträge zu einer Veranstaltung des Sonderforschungsbereichs 238 der Deutschen Forschungsgemeinschaft, 2. bis 4. November 1994, DECHEMA-Monographien, Band 130, Weinheim, ISBN 3-527-10224-8, ISBN 3-527-10224-8, S. 287-290.
- FNR (2006): Trockenfermentation – Stand der Entwicklungen und weiterer F+E-Bedarf. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hrsg.): Gülzower Fachgespräche, Band 24, Gülzow.
- Fricke, K., Heußner, C., Hüttner, A., Turk, T. (2015): Vergärung von Bio- und Grünabfällen sowie Restabfällen. In: Rosenwinkel, K.-H.; Kroiss, H.; Dichtl, N.; Seyfried, C.-F.; Weiland, P. (Hrsg.): Anaerobtechnik - Abwasser-, Schlamm- und Reststoffbehandlung, Biogasgewinnung. 3. Auflage, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, ISBN 978-3-642-24894-8, S. 645-740.
- Friedrich, M., Kolisch, G., Osthoff, T. (2013): Zukunftsfähige Behandlung und Entsorgung von Klärschlamm in Mecklenburg-Vorpommern. In: Ministerium für Landwirtschaft, Umwelt und Verbraucherschutz MV; Ministerium für Wirtschaft, Bau und Tourismus MV (Hrsg.), Schwerin.
- Fu, X., Hu, Y. (2016): Comparison of Reactor Configurations for Biogas Production from Rapeseed Straw. BioResources, 11(4), S. 9970-9985.
- Fuchs, G. (2006): Abbau organischer Verbindungen. In: Fuchs, G. (Hrsg.): Allgemeine Mikrobiologie, Thieme Verlag, Stuttgart New York, S. 381-404.
- Gallert, C. (2003): Biologischer Abbau von festen und flüssigen Abfällen in einer nachhaltigen Kreislaufwirtschaft. Habilitationsschrift, Fakultät für Bau-, Geo- und Umweltwissenschaften, Karlsruher Institut für Technologie KIT, Karlsruhe.

- Gallert, C., Winter, J., Svoldal, K. (2015): Grundlagen anaerober Prozesse. In: Rosenwinkel K.-H. et al. (Hrsg.): Anaerobtechnik. Springer Berlin Heidelberg, S. 19-79.
- Gemmeke, B., Rieger, C., Weiland, P., Schröder, J. (2009): Biogas-Messprogramm II, 61 Biogasanlagen im Vergleich. In: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hrsg.), Gülzow, ISBN: 978-3-9803927-8-5.
- Gerardi, M. H. (2003): The microbiology of anaerobic digesters. John Wiley & Sons, Hoboken, New Jersey, ISBN: 0-471-20693-8.
- Gilbert, E. M. (2014): Partielle Nitrifikation/Anammox bei niedrigen Temperaturen. Dissertation, Karlsruher Institut für Technologie (KIT), Karlsruhe.
- Gladbach, D. (1995): Beschreibung des IMK-Verfahrens. In: Arbeitskreis zur Nutzbarmachung von Siedlungsabfällen e.V. (Hrsg.): Anaerobe Bioabfallbehandlung in der Praxis. Schriftenreihe des ANS, Heft 30, Mettmann, ISBN 3924618291, S. 291-297.
- Gronauer, A., Aschmann, V. (2003): Wissenschaftliche Begleitung einer Pilotanlage zur Feststoffvergärung von landwirtschaftlichen Gütern. Gelbe Hefte Nr. 77, Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft, Freising.
- Günther, L., Ernst, H., Bloß, P., Hofmann, J. (2013): Effizienzsteigerung von Biogasanlagen durch thermische Ammoniumstickstoffentfernung. In: e.l.b.w. Umwelttechnik 4/2013, CH-MEDIEN, Wien, S. 30-32
- Haarstrick, A., Hempel, D. C. (2003): Analyse der biologischen und chemischen Reaktionsprozesse in Deponien. Berichtskolloquium im Sonderforschungsbereich 477: Sicherstellung der Nutzungsfähigkeit von Bauwerken mit Hilfe innovativer Bauwerksüberwachung, Technische Universität Carolo-Wilhelmina Braunschweig.
- Herrmann, C., Prochnow, A., Heiermann, M., & Idler, C. (2014). Biomass from landscape management of grassland used for biogas production: effects of harvest date and silage additives on feedstock quality and methane yield. Grass and forage science, 69(4), 549-566.
- Heiermann, M., Linke, B., Kessler, U., Looock, R. (2007): Biogas from renewable resources through dry anaerobic digestion. Landtechnik, 62(1), S. 14-15.
- Heiermann, M., Herrmann, C., Idler, C. (2010): Substratqualität und Biogasausbeute. In: FNR (Hrsg.) (2010): Standortangepasste Anbausysteme für Energiepflanzen, 3. Auflage, S. 69-78.
- Hendriks, A. T. W. M., Zeeman, G. (2009): Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. Bioresource technology, 100(1), S. 10-18.
- Henze, M., Harremoës, P., Arvin, E., Jansen J. L. (1995): Wastewater treatment: biological and chemical processes, Springer-Verlag, Berlin, ISBN: 978-3-540-42228-0.
- Henze, M., van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A., Brdjanovic, D. (2008): Biological Wastewater Treatment: Principles Modelling and Design. IWA Publishing, London, ISBN: 9781843391883.
- Hinken, L., Austermann-Haun, U., Meyer, H., Urban, I. (2015): Anaerobe Abwasserbehandlung zur Kohlenstoffelimination. In: Rosenwinkel, K.-H.; Kroiss, H.; Dichtl, N.; Seyfried, C.-F.; Weiland, P. (Hrsg.): Anaerobtechnik - Abwasser-, Schlamm- und Reststoffbehandlung, Biogasgewinnung. 3. Auflage, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, ISBN 978-3-642-24894-8, S. 283-356.

- Hori, T., Haruta, S., Ueno, Y., Ishii, M., Igarashi, Y. (2006): Dynamic transition of a methanogenic population in response to the concentration of volatile fatty acids in a thermophilic anaerobic digester. *Applied and Environmental Microbiology*, 72(2), S. 1623-1630.
- Hu, Z. H., Yu, H. Q. (2006): Anaerobic digestion of cattail by rumen cultures. *Waste management*, 26(11), S. 1222-1228.
- IEA Bioenergy (1996): Biogas from Municipal Solid Waste: Overview of Systems and Markets for Anaerobic Digestion of MSW. Minister of Energy/Danish Energy Agency, Copenhagen.
- IPCC (2011): IPCC Special Report on Renewable Energy Sources and Climate Change Mitigation. Prepared by Working Group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change. In: Edenhofer, O.; Pichs-Madruga, R.; Sokona, Y.; Seyboth, K.; Matschoss, P.; Kadner, S.; Zwickel, T.; Eickemeier, P.; Hansen, G.; Schlömer, S.; von Stechow, C, (Hrsg). Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA, 1075 Seiten.
- Jäkel, K., Höhne, C. Heilmann, K., Mau, S. (2005): Trockenfermentation im Siloschlauch. In: Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie (Hrsg.): Schriftenreihe Heft 16, 10. Jahrgang 2005.
Download: 18.11.2011; 14:01
<https://publikationen.sachsen.de/bdb/artikel/14068/documents/16554>
- Jarrell, K. F., Kalmokoff, M. L. (1988): Nutritional requirements of the methanogenic archaeobacteria. *Canadian journal of microbiology*, 34(5), S. 557-576.
- Jarvis, A., Nordberg, A., Mathisen, B., Svensson, B. H. (1995): Stimulation of conversion rates and bacterial activity in a silage-fed two-phase biogas process by initiating liquid recirculation. In: Antonie van Leeuwenhoek, *International Journal of General and Molecular Microbiology* 68 (1995), Nr. 4, S. 317-327.
- Jha, A. K., Li, J., Nies, L., Zhang, L. (2013): Research advances in dry anaerobic digestion process of solid organic wastes. *African Journal of Biotechnology*, 10(64), S. 14242-14253.
- Kaltwasser, B. J. (1980): Biogas: regenerative Energieerzeugung durch anaerobe Fermentation organ. Abfälle in Biogasanlagen. Bauverlag GmbH, Wiesbaden und Berlin, ISBN 3-725-1384-8.
- Kalzendorf, C. (2012): Futterwert und Gasbildungspotential von Brachemischungen. In: Wachendorf, M., Riehl, G. (Hrsg.): Energetische Nutzung von Grünlandaufwüchsen. Mitteilung der Arbeitsgemeinschaft Grünland und Futterbau Band 13, S. 103-108.
- Karakashev, D., Batstone, D. J., Trably, E., Angelidaki, I. (2006): Acetate oxidation is the dominant methanogenic pathway from acetate in the absence of Methanosaetaceae. *Applied and environmental microbiology*, 72(7), S. 5138-5141.
- Karthikeyan, O. P., Visvanathan, C. (2013): Bio-energy recovery from high-solid organic substrates by dry anaerobic bio-conversion processes: a review. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 12(3), S. 257-284.

- Karp, A., Halford, N. G. (2011): Energy Crops: Introduction. In: Halford, N. G.; Karp, A. (Hrsg.): Energy Crops. RSC Energy and Environment Series No. 3, Royal Royal Society of Chemistry, ISBN: 978-1-849—73-032-7.
- Kern, M., Raussen, T., Lootsma, A., Funda, K. (2008): Vergleichende Bewertung der stofflichen und energetischen Verwertung von Bio-und Grünabfall. In: Kern, M., Raussen, T., Wagner, K. (Hrsg.): Weiterentwicklung der biologischen Abfallbehandlung II, HeRo Schriftenreihe, 3, S. 35-51.
- Kern, M., Raussen, T. (2011): Biogas-Atlas 2011/12. Anlagenhandbuch der Vergärung biogener Abfälle in Deutschland. Witzenhausen.
- Kern, M., Raussen, T. (2014): Biogas-Atlas 2014/15-Anlagenhandbuch der Vergärung biogener Abfälle in Deutschland und Europa. Witzenhausen, ISBN 3-928673-67-X.
- Khalsa, J., Fricke, T., Weigelt, A., & Wachendorf, M. (2014): Effects of species richness and functional groups on chemical constituents relevant for methane yields from anaerobic digestion: results from a grassland diversity experiment. Grass and forage science, 69(1), S. 49-63.
- Klocke, M., Mundt, K., Sontag, M., Schönberg, M, Linke, B. (2009): Vergärung von Roggen-Ganzpflanzensilage – Verfahrenstechnische und mikrobiologische Charakterisierung eines zweistufigen Bioleaching-Prozesses – Mikrobiologische Lebensgemeinschaften in einem zweistufigen Biogasreaktor mit Bioleaching von Roggensilage. Bornimer Agrartechnische Berichte, 68, S. 126-139.
- Kloss, R. (1985): Planung von Biogasanlagen nach technisch-wirtschaftlichen Kriterien. R. Oldenbourg Verlag, München, ISBN 3-486-26136-3.
- Koch, K., Lübken, M., Gehring, T., Wichern, M., Horn, H. (2010): Biogas from grass silage – Measurements and modelling with ADM1, Bioresource Technology 101 (21), S. 8158-8165.
- Kost, C., Mayer, J. N., Thomsen, J., Hartmann, N., Senkpiel, C., Philipps, S., Nold, S., Lude, S., Schlegl, T. (2013): Stromgestehungskosten Erneuerbare Energien. Fraunhofer ISE, Freiburg.
- Krieg, A., Neudeck, D., Wienecke, C., Loewen, A. (2013): Comparative studies in single-stage continuous dry-fermentation of silages from marshland and corn under dynamic wetting. Proceedings International Anaerobic Digestion Symposium, BiogasWorld 2013, Berlin, 23.-25. April 2013, S. 73-82.
- Krieg, A., Hong, W. (2013): Biogas Technical and Business Arrangement Assessment within Hebei Rural Renewable Energy Demonstration and Development Project. Study Report. China Clean Stove Initiative (TA-P129832-TAS-TF014008). World Bank Group, Washington, D.C..
- Kroiss, H. (1986): Anaerobe Abwasserreinigung. In: Emde v. d., W. (Hrsg.): Wiener Mitteilungen, Wasser-Abwasser-Gewässer, Bd. 62. Technische Universität Wien, Institut für Wassergüte und Landschaftswasserbau, Wien.
- Kroiss, H., Svoldal, K. (2015): Einflussfaktoren auf die biologischen Abbauvorgänge. In: Rosenwinkel, K.-H.; Kroiss, H.; Dichtl, N.; Seyfried, C.-F.; Weiland, P. (Hrsg.): Anaerobtechnik - Abwasser-, Schlamm- und Reststoffbehandlung, Biogasgewinnung. 3. Auflage, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, ISBN 978-3-642-24894-8, S. 11-112.

- Kunz, P. (1989): Nutzung von Faulgas, Technische und strategische Überlegungen. In: Abwassertechnik, Heft 6, S. 26-31.
- Kusch, S., Oechsner, H., Jungbluth, T. (2006): Ausgewählte Ergebnisse zur Vergärung von Feststoffen in berieselten Boxenfermentern mit Batch-Betrieb. In: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hrsg.): Trockenfermentation – Stand der Entwicklungen und weiterer F+E-Bedarf. Gülzower Fachgespräche, Band 24, Gülzow, S. 59-79.
- Kusch, S., Oechsner, H., Kranert, M., Jungbluth, T. (2009): Methane Generation from the Recirculated Liquid Phase in Batch Operated Anaerobic Dry Digestion. Bulletin UASVM Agriculture, 66 (2), ISSN 1843-5246, S. 110-115.
- Kusch, S., Oechsner, H., Jungbluth, T. (2012): Effect of various leachate recirculation strategies on batch anaerobic digestion of solid substrates. Int. J. Environment and Waste Management, Vol.9, Nos. 1/2, S. 69-88.
- Kusch, S. (2013): Understanding and managing the start-up phase in dry anaerobic digestion. Proceedings "RCITD 2013 - Research Conference in Technical Disciplines", 18 to 22 Nov 2013, Edis-Publishing of the University of Zilina, Slovak Republic, S. 26-30.
- Lampert, C., Tesar, M., Thaler, P. (2011): Klimarelevanz und Energieeffizienz der Verwertung biogener Abfälle. Report REP-0353. Umweltbundesamt GmbH, Wien, ISBN 978-3-99004-156-7.
- Lange, R., Austermann-Haun, U., Rosenwinkel, K.-H., Abeling, U., et al. (2015): Anwendung in der Lebensmittelindustrie. In: Rosenwinkel K.-H. et al. (Hrsg.): Anaerobtechnik. Springer Berlin Heidelberg, S. 357-540.
- Lehtomäki, A. (2006): Biogas production from energy crops and crop residues. Doctoral thesis. University of Jyväskylä.
- Lehtomäki, A., Huttunen, S., Lehtinen, T. M., Rintala, J. A. (2008): Anaerobic digestion of grass silage in batch leach bed processes for methane production. In: Bioresource technology, 99(8), S. 3267-3278.
- Leikam, K., Stegmann, R., Arndt, M., Bade, O. (1998): Konzepte für die anaerobe Feststoff-Fermentation Mehrkammer ATF-Verfahren. In: Märkl, M.; Stegmann, R. (Hrsg.): Technik anaerober Prozesse. Beiträge zu einer Veranstaltung des Sonderforschungsbereichs 238 der Deutschen Forschungsgemeinschaft, 7. bis 9. Oktober 1998, Tagungsband, DECHEMA e.V., Frankfurt/Main, ISBN 3-926959-95-9, S. 231-244.
- Lemmer, A. (2011): Biogaserzeugung. In: Graf, F.; Bajohr, S. (Hrsg.): Biogas – Erzeugung, Aufbereitung, Einspeisung. Oldenburg Industrieverlag, München, ISBN: 978-3-8356-3197-7.
- Leschhorn, B. (2015): Biogasbildungspotenzial von ausgewählten Nutzpflanzen aus der Familie der Brassicaceae. Dissertation, Institut für Pflanzenbau und Pflanzenzüchtung I, Justus-Liebig-Universität Gießen, Gießen.
Download: 12.01.2017; 14:23
<http://geb.uni-giessen.de/geb/volltexte/2016/11939/>

- Liebeneiner, R. (2010): Leistungsfähigkeit der Trockenvergärung von nachwachsenden Rohstoffen unter thermophiler und mesophiler Prozeßführung. Dissertation, Fakultät Architektur, Bauingenieurwesen und Umweltwissenschaften der TU Carolo-Wilhelmina zu Braunschweig, eingereicht am 28.05.2010.
- Liebetrau, J., Sträuber, H., Kretzschmar, J., Denysenko, V., Nelles, M. (2017): Anaerobic Digestion. Adv Biochem Eng. Biotechnol, doi: 10.1007/10_2016_67.
- Linke, B., Heiermann, M., Mumme, J. (2006): Ergebnisse aus den wissenschaftlichen Begleitungen der Pilotanlagen Pirow und Clausnitz. In: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hrsg.): Trockenfermentation – Stand der Entwicklungen und weiterer F+E-Bedarf. Gülzower Fachgespräche, Band 24, Gülzow, S. 112-130.
- Linke, B., Schönberg, M., Freudenberg, P.W., Mieroph, P. (2010): Biogasgewinnung aus Gräsern im Schwimmbettverfahren. Ergebnisse aus Langzeitversuchen im kleintechnischen Maßstab. In: VDI-Berichte 2111, Landtechnik 2010, VDI Verlag, Düsseldorf, S. 337-343.
- Linke, B., Mumme, J., Mähner, P., Schönberg, M., Plogsties, V. (2011): Grundlagen und Verfahren der Biogasgewinnung. In: Energietechnologie Initiative Brandenburg ETI (Hrsg.): Biogas in der Landwirtschaft – Leitfaden für Landwirte im Land Brandenburg, 4. Auflage, Potsdam, S. 12-28.
Download: 12.08.2015; 12:32
<http://www.eti-brandenburg.de/arbeitsgruppen/biogas/>
- Linke, B., Jost, C., Rodríguez Abalde, Á. (2014): Einstufige Feststoffvergärung mittels dynamischer Perkolation; Teilvorhaben 2, Schlussbericht. Fachagentur nachwachsenden Rohstoffe e.V., Förderkennzeichen: 22030611.
Download: 04.02.2015; 08:11
<http://www.fnr.de/index.php?id=942&alles=1&status=Inhalt&zeitraum=formular&kz=22030611&suchefkz=&sucheadresse=&von=01.04.1992&bis=13.11.2015&zeitraum=formular&untertitel=Bioenergie&was=&produktlinie=9?&minz=0&maxz=1000&zurueck=Stichwort>
- Linke, B., Rodríguez-Abalde, Á., Jost, C., Krieg, A. (2015): Performance of a novel two-phase continuously fed leach bed reactor for demand-based biogas production from maize silage. Bioresource technology, 177, S. 34-40.
- Lins, P., Malin, C., Wagner, A. O., Illmer, P. (2010): Reduction of accumulated volatile fatty acids by an acetate-degrading enrichment culture. FEMS microbiology ecology, 71(3), S. 469-478.
- Lissens, G., Vandevivere, P., De Baere, L., Biey, E., Verstraete, W. (2001): Solid waste digestors: process performance and practice for municipal solid waste digestion. Water Science & Technology, 44(8), S. 91-102.
- Liu, Z., Saha, B., Slininger, P. (2008): Lignocellulosic Biomass Conversion to Ethanol by Saccharomyces, p 17-36. In: Wall, J.; Harwood, C.; Demain, A. (Hrsg.): Bioenergy. ASM Press, Washington, DC, S. 17-36.
- Loll, U. (2008): Historische Entwicklung der Biogastechnik in Deutschland. Tagungsbeitrag, DWA-Energietage – Schwerpunkt Biogas, Fulda, 20.-22. Oktober 2008.
- Lommatzsch, R. (2014): Fließkundliche Untersuchungen an Rindergülle. Deutsche Agrartechnik, 21(12).

- Loock, R., Jaar, M. (1994): Erzeugung von Biogas und Kompost aus organischen Abfällen durch eine anaerobe Fermentation bei hohen Feststoffgehalten im HHG-Verfahren – Großtechnische Pilotanlage in Hamburg-Bergedorf. In: Märkl, M.; Stegmann, R. (Hrsg.): Anaerobe Behandlung von festen und flüssigen Rückständen. Beiträge zu einer Veranstaltung des Sonderforschungsbereichs 238 der Deutschen Forschungsgemeinschaft, 2. bis 4. November 1994, DECHEMA-Monographien, Band 130, Weinheim, ISBN 3-527-10224-8, S. 291-294.
- Luna-delRisco, M., Normak, A., Orupold, K. (2011): Biochemical methane potential of different organic wastes and energy crops from Estonia. *Agronomy Research*, 9(1-2), S. 331-342.
- Luo, T., Long, Y., Li, J., Meng, X., Long, E., Dai, B. (2014): Performance of a Novel Downward Plug-Flow Anaerobic Digester for Methane Production from Chopped Straw. *BioResources*, 10(1), S. 943-955.
- Lyberatos, G., Skiadas, I. V. (1999): Modelling of anaerobic digestion—a review. *Global Nest: the Int. J.*, Vol 1, No 2, S.63-76.
- Madigan, M. T., Martinko, J. M., Stahl, D. A., Clark, D. P. (2011): Brock biology of microorganisms. Pearson Education Inc., Upper Saddle River, New Jersey.
- Mähnert, P., Heiermann, M., Linke, B. (2005): Batch- and Semi-continuous Biogas Production from Different Grass Species. *Agricultural Engineering International: the CIGR Ejournal*. Manuscript EE 05 010, Vol. VI, I December 2005.
- Maurer, M., Winkler, J. P. (1980): Biogas-Theoretische Grundlagen, Bau und Betrieb von Anlagen. Bd. 31 der Berichte aus den Fachbereichen Kälte, Wärme, Klima, Lüftung, Energie, Regelung, Gebäudeautomation, Schallschutz, Verlag CF Müller, Karlsruhe.
- Massé, D., Gilbert, Y., Savoie, P., Bélanger, G., Parent, G., Babineau, D. (2011): Methane yield from switchgrass and reed canarygrass grown in Eastern Canada. *Bioresource technology*, 102(22), S. 10286-10292.
- Mei Z. et al. (2011): Vertical plug-flow straw biogas fermentation process. China Patent, CN 201110156756.1, Veröffentlichungsdatum 2011-06-13.
- Meyer, A. K, Ehimen, E. A., Holm-Nielsen, J. B (2016): The Potential of Animal Manure, Straw and Grass for European Biogas Production in 2030. Conference paper, 24th European Biomass Conference and Exhibition, 6-9 June 2016, Amsterdam, The Netherlands.
- Moeller, L., Görsch, K., Ramhold D., Kielhorn, E. (2013): Bestimmung der organischen Säuren. In: Liebetrau, J., Pfeiffer, D., Thrän, D. (Hrsg.): Messmethodensammlung Biogas. Schriftenreihe des BMU-Förderprogramms „Energetische Biomassenutzung“, Band 7, Leipzig, S. 40-43.
Download: 03.03.2014; 09:45
<https://www.energetische-biomassenutzung.de/de/downloads/veroeffentlichungen.html>
- Montgomery, L. F., Bochmann, G. (2014): Pretreatment of feedstock for enhanced biogas production. IEA Bioenergy, ISBN 978-1-910154-05-2.
- Mudrack, K., Kunst, S. (1994): Biologie der Abwasserreinigung. Gustav Fischer Verlag, Stuttgart, ISBN: 3-437-30742-8.

- Müller, W., Santen, H., Fricke, K., Biala, J. (2002): Efficiency of anaerobic digestion of residual waste and potential advances offered by the ISKA process. Proceedings Enviro 2002 Waste Conference, Melbourne, Australia.
- Mumme, J. (2008): Vergärung nachwachsender Rohstoffe im Aufstromverfahren. Dissertation an der Landwirtschaftlich-Gärtnerischen Fakultät der Humboldt-Universität zu Berlin, dissertation.de – Verlag im Internet GmbH, Berlin.
- Mumme, J., Linke, B., Tölle, R. (2009): Continuous Two-Phase Solid-State Anaerobic Digestion: Model-Based Optimization. Internationale Wissenschaftstagung Biogas Science, 1, S. 163-178.
- Murnleitner, E. (2001): State detection and feedback control of the anaerobic wastewater treatment using fuzzy logic. Dissertation an der Technischen Universität München, Fakultät Wissenschaftszentrum Weihenstephan für Ernährung, Landnutzung und Umwelt, Universitätsbibliothek der TU München.
- Murray, F. W. (1967): On the computation of saturation vapor pressure. *Journal of Applied Meteorology*, 6(1), S. 203-204.
- Nelson, D., Cox, M., Lehninger, A. L., Beginnen, K. (2005): *Lehninger Biochemie*. Springer, Heidelberg.
- Niu, H., Kong, X., Li, L., Sun, Y., Yuan, Z., Zhou, X. (2015): Analysis of biogas produced from switchgrass by anaerobic digestion. *BioResources*, 10(4), S. 7178-7187
- Nizami, A. S., Korres, N. E., Murphy, J. D. (2009). Review of the integrated process for the production of grass biomethane. *Environmental science & technology*, 43(22), S. 8496-8508.
- Nizami, A. S., Murphy, J. D. (2010): What type of digester configurations should be employed to produce biomethane from grass silage?. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(6), S. 1558-1568.
- Nizami, A. S., Murphy, J. D. (2011a): Optimizing the operation of a two-phase anaerobic digestion system digesting grass silage. In: *Environmental Science and Technology*, 45 (2011), Nr. 17, S. 7561-7569.
- Nizami, A. S., Singh, A., & Murphy, J. D. (2011b): Design, commissioning, and start-up of a sequentially fed leach bed reactor complete with an upflow anaerobic sludge blanket digesting grass silage. *Energy & Fuels*, 25(2), S. 823-834.
- Nizami, A. S., Orozco, A., Groom, E., Dieterich, B., & Murphy, J. D. (2012). How much gas can we get from grass?. *Applied Energy*, 92, 783-790.
- N.G.V.A. (2010): Fact Sheet: Biomethane Production Potential in the EU-27+ EFTA Countries, Compared with Other Biofuels. 2010-09-08.
download 10.01.2017; 13:12
<http://www.ngvaeurope.eu/downloads/fact-sheets/2020-biomethane-production-potential.pdf>
- N.N. (2013): Biogasanlagen – Risiken und Schutzmaßnahmen bei der Erzeugung und Nutzung von Biogas. In: E+S Rückversicherung AG (Hrsg.), Hannover.
download 11.10.2014; 10:57
<https://www.es-rueck.de/27474/service>

- Nurk, L., Böhle, L., Wachendorf, M. (2016): Degradation of Fibre and Non-fibre Fractions During Anaerobic Digestion in Silages of Maize, Sunflower and Sorghum-Sudangrass of Different Maturities. *BioEnergy Research*, 9(3), S. 720-730.
- Oechsner, H., Lemmer, A., Ramhold, D., Mathies, E., Mayrhuber, E., Preißler, D. (2008): Verfahren zur Biogaserzeugung. Europäische Patentanmeldung EP, 1(997), 901.
- Orozco, A. M., Nizami, A. S., Murphy, J. D., Groom, E. (2013): Optimizing the thermophilic hydrolysis of grass silage in a two-phase anaerobic digestion system. *Bioresource technology*, 143, S. 117-125.
- Papa, G., Rodriguez, S., George, A., Schievano, A., Orzi, V., Sale, K. L., Simmons, B. A. (2015): Comparison of different pretreatments for the production of bioethanol and biomethane from corn stover and switchgrass. *Bioresource technology*, 183, S. 101-110.
- Patent US 4,400,195 (1983): Method for the anaerobic digestion of solid organic waste.
Download: 04.10.2011; 19:39
<http://www.google.co.in/patents/US4400195>
- Popp, D., Gillhaussen, P., Weidlich, E. W., Sträuber, H., Harms, H., & Temperton, V. M. (2017). Methane yield of biomass from extensive grassland is affected by compositional changes induced by order of arrival. *GCB Bioenergy*, doi: 10.1111/gcbb.12441.
- Poulton, C., Al-Hassan, R., Cadisch, G., Reddy, C., Smith, L. (2001): The cash crop versus food crop debate. DFID Crop Post-Harvest Programme. United Kingdom.
- Precht, S., Faulstich, M. (2004): Innovative Ansätze der Biogaserzeugung. Regierung von Niederbayern, Fachtagung "Innovation in der Biogastechnologie". Deggendorf.
- Prochnow, A. (1994): Verfahrenstechnische Grundlagen für die großflächige Landschaftspflege am Beispiel der Nütze-Nieplitz-Niederung. Forschungsbericht Agrartechnik des Arbeitskreises Forschung und Lehre der Max-Eyth-Gesellschaft, Nr. 265.
- Prochnow, A., Heiermann, M., Plöchl, M., Linke, B., Idler, C., Amon, T., & Hobbs, P. J. (2009): Bioenergy from permanent grassland—A review: 1. Biogas. *Bioresource technology*, 100(21), S. 4931-4944.
- Pullammanappallil, P. C., Chynoweth, D. P., Lyberatos, G., Svoronos, S. A. (2001): Stable performance of anaerobic digestion in the presence of a high concentration of propionic acid. *Bioresource technology*, 78(2), S. 165-169.
- Ratkowsky, D. A. (1990): Handbook of Nonlinear Regression Models. Marcel Dekker, New York.
- Reinhold, G., Vollmer, R. (2003): Zur Geschichte der Biogaserzeugung in Thüringen. In: Schriftenreihe der Thüringer Landesanstalt für Landwirtschaft, 9. Geschichtsheft, Heft 10/2003, Jena, S. 244-256.
- Reinhold, G. (2005). Masse-und Trockensubstanzbilanz in landwirtschaftlichen Biogasanlagen. *Neue Landwirtschaft*, 12, 68-72.
- Reinhold, F. (2004): TOC statt CSB – oder "New CSB"? Korrespondenz Abwasser, 51(7), S. 705.
- Rettenberger, G. (2005): Demonstrationsanlage nach dem ZAK-Verfahren, wissenschaftliche Begleitung—Endbericht.
Download: 08.10.2011; 11:23
<http://www.lubw.baden-wuerttemberg.de/servlet/is/17038/projekt14bericht.pdf>.

- Roediger, H. (1956): Die anaerobe alkalische Schlammfäulung. Schriftenreihe GWF Wasser Abwasser, Heft 1, R. Oldenbourg Verlag, München.
- Rosegger, S. (1957): Der Entwicklungsstand von Biogasanlagen und Perspektiven für die landwirtschaftliche Praxis. In: Agrartechnik, 7. Jg., Heft 12, S. 545-552.
- Rühl, O. (2008): Nachrüstung einer Vergärungsstufe im Kompostwerk Göttingen. In: Fricke, K.; Bergs, C.-G.; Kosak, G.; Wallmann, R. (Hrsg.): Energie aus Abfall – Biomasse- und Ersatzbrennstoffverwertung. 69. Symposium des ANS e.V., Göttingen, 16.09.-17.09.2008, S. 91-100.
- Sander, M. (2013): Dynamische Modellierung der einstufigen Deammonifikation – Modellerweiterung. Dissertation, ISAH, Gottfried Wilhelm Leibnitz Universität Hannover, Hannover.
- Santen, H., Seifermann, T. (2003): Untersuchungen zur Vorbehandlung von Abfällen vor der Vergärung mittels Perkolation nach dem ISKA®-Verfahren. In: Wiemer, K.; Kern, M. (Hrsg.): Witzenhausen-Institut – Neues aus Forschung und Praxis: Bio- und Restabfallbehandlung VII, Witzenhausen-Institut für Abfall, Umwelt und Energie, Witzenhausen, S. 604-621.
- Santen, H., Fricke, K., Wallmann, R., Widmer, C., Engelhard, T., Turek, R. (2005): Das Perkolationsverfahren zur Vorbehandlung vor der Vergärung – Leistungsfähigkeit und Auswirkungen auf den behandelten Abfall. Müll und Abfall, Fachzeitschrift für Behandlung und Beseitigung von Abfällen, 02.05, S. 56-65.
- Santen, H. (2007): Die Perkolation zur Vorbehandlung von Abfällen vor der Vergärung - Einflussgrößen und Leistungsdaten sowie Konsequenzen für die großtechnische Umsetzung. Dissertation, Technische Universität Carolo-Wilhelmina zu Braunschweig, Fakultät Architektur, Bauingenieurwesen und Umweltwissenschaften.
- Satpathy, P., Steinigeweg, S., Uhlenhut, F., Seifert, E. (2013): Application of Anaerobic Digestion Model 1 (ADM1) for Prediction of Biogas Production. In: International Journal of Scientific & Engineering Research, Volume 4, ISSN 2229-5518, S. 86-89.
- Sauter Biogas (2015): Internetpräsentation – Referenzen.
Download: 12.08.2015; 13:37
<http://www.sauter-biogas.de/Referenzen/referenzen.php>
- Sawatdeenarunat, C., Surendra, K. C., Takara, D., Oechsner, H., Khanal, S. K. (2015): Anaerobic digestion of lignocellulosic biomass: challenges and opportunities. Bioresource technology, 178, S. 178-186.
- Schäfer, W. (2007): Trockenfermentation in der Landwirtschaft- Eine Herausforderung für Landwirte und Unternehmer.
Download: 10.04.2015; 10:02
portal.savonia.fi/img/amk/sisalto/teknologia_ja_ymparisto/ymparistotekniikka/KO_KOEKO/Schafer_MTT.pdf
- Scheffer, F., Kloke, A., Gerken, H. (1955): Die Vernichtung der Keimfähigkeit von Unkrautsamen bei der biologischen Gaserzeugung. Landwirtschaftliche Forschung, 7, S. 200-203.
- Schenkel, W. (2003): Zur Geschichte der Abfallwirtschaft in Deutschland. Müll und Abfall, Fachzeitschrift für Behandlung und Beseitigung von Abfällen, 12.03, S. 620-625.

- Scherer, P. (2008): Bestimmung der Abbauraten von Biogasanlagen. Beitrag zur 3. Brandenburger Biogas-Fachtagung des Landesumweltamtes Brandenburg, 23. 10. 2008.
- Scherer, P., Krakat, N., Westphal, A., Satke, K., Neumann, L. (2009): Systematic analysis of biogas plants by microbial and genetic methods; Comparisio hyper-thermophilic (60 °C) with thermophilic (55 °C). In: Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft (Hrsg.): Internationale Wissenschaftstagung Biogas Science 2009. Tagungsband. Freising.
- Schimpf, U. (2014): Enzymatic degradation of lignocellulose in energy plants under consideration of ensiling and biogas production. Dissertation, Mathematisch-Naturwissenschaftliche Fakultät I, Humboldt-Universität zu Berlin, Berlin.
Download: 12.01.2017; 16:01
<https://www.researchgate.net/publication/272014071>
- Schlattmann, M. (2011). Weiterentwicklung des" Anaerobic Digestion Model (ADM1)" zur Anwendung auf landwirtschaftliche Substrate. Dissertation an der Technischen Universität München, Fakultät Wissenschaftszentrum Weihenstephan für Ernährung, Landnutzung und Umwelt, Universitätsbibliothek der TU München.
- Schlegel, H. G. (1992): Allgemeine Mikrobiologie. 7. Auflage, Thieme, Stuttgart, ISBN 3 13 444607 3.
- Schnell, R. (2002): Erfahrungsbericht: Vergärung pflanzlicher Rohstoffe. In: Institut für Agrartechnik Bornim e.V. (ATB) (Hrsg.): Biogas und Energielandwirtschaft – Potential, Nutzung, Grünes Gas™, Ökologie und Ökonomie. Bornimer Agrartechnische Berichte, Heft 32, , Potsdam-Bornim, S. 51-58.
- Schober, G., Wellinger, A., Widmer, C. (2004): Bau und Betrieb einer Perkolationsanlage im Pilotmaßstab zur Aufbereitung von Bioabfällen. Publikation 240144, Bundesamt für Energie BFE, CH-Ittingen.
- Schön, G. (1999): Bakterien: Die Welt der kleinsten Lebewesen. C.H.Beck Wissen in der Beck'schen Reihe, 2046, ISBN 3 406 41046 4.
- Schönberg, M., Linke, B. (2009): Vergärung von Roggen-Ganzpflanzensilage in einer zweiphasigen Prozessführung - Anaerobic digestion of rye silage in two-phase process. Bornimer Agrartechnische Berichte, 68, S. 114-125.
- Schönberg, M., Linke, B. (2012a): The influence of the temperature regime on the formation of methane in a two-phase anaerobic digestion process. Engineering in Life Sciences, 12(3), S. 279-286.
- Schönberg, M., Linke, B. (2012b). Prozessoptimierung in der zweiphasigen/zweistufigen Vergärung fester Biomassen. BiogasPOTENZIALE, 34.
- Scholwin, F., Liebetrau, J., Edelmann, W., Ritzkowski, M., Körner, I. (2009): Biogaserzeugung und –nutzung. In: Kaltschmitt, M.; Hartmann, H.; Hofbauer, H. (Hrsg.): Energie aus Biomasse. Springer Berlin Heidelberg, S. 851-932.
- Schu, K., Schu, R. (2007): Sand im Getriebe der Vergärung. In: Kühle-Weidemeier, M. (Hrsg.): Internationale Tagung MBA 2007, Mechanisch-biologische und automatische Abfallsortierung, Tagungsband. Cucillier Verlag, Göttingen, ISBN 978-3-86727-237-7, S. 494-506.

- Schu, K. (2008): Anaerobic digestion of waste: Problems with contraries and innovative solutions. Second International Symposium on Energy from Biomass and Waste, Venice, Italy.
- Schulz, H. (1996): Biogas-Praxis: Grundlagen, Planung, Anlagenbau, Beispiele, mit Beiträgen von Barbara Klingler, Andreas Krieg und Hans Mitterleitner. Ökobuch Verlag, Staufen bei Freiburg, 1. Auflage, ISBN 3-922964-59-1.
- Schulze, V. (2011): Perspektiven der Biogasnutzung. Fachverband Biogas e.V., Vortrag auf dem BWK – Bundeskongress, 23. September 2011, Werningerode.
- Seyfried, C.-F. (2015): Geschichte der Anaerobtechnik. In: Rosenwinkel, K.-H.; Kroiss, H.; Dichtl, N.; Seyfried, C.-F.; Weiland, P. (Hrsg.): Anaerobtechnik - Abwasser-, Schlamm- und Reststoffbehandlung, Biogasgewinnung. 3. Auflage, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, ISBN 978-3-642-24894-8, S. 1-18.
- Sieber, M. (2012): Grundlegende Untersuchungen zu einem neuentwickelten zweistufigen Trocken-Nass-Vergärungsverfahren. Dissertation. Brandenburgische Technische Universität Cottbus.
- Siegrist, H., Renggli, D., Gujer, W. (1993): Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sludge treatment. Water Science Technolgy, 27, S.25-36.
- Singh, A., Nizami, A. S., Korres, N. E., Murphy, J. D. (2011): The effect of reactor design on the sustainability of grass biomethane. Renewable and sustainable energy reviews, 15(3), S. 1567-1574.
- Smith, P. H., Bordeaux, F. M., Goto, M., Shiralipour, A., Wilkie, A., Andrews, J. F., Barnett, M. W. (1988): Biological production of methane from biomass. In: Smith, W. H.; Frank, J. R. (Hrsg.): Methane from Biomass: A treatment approach, Elsevier, London, S. 291-334.
- Soudi, K. (2008). Mikrobielle Diversität in Biogasreaktoren. Dissertation, Humboldt-Universität zu Berlin, Landwirtschaftlich-Gärtnerische Fakultät.
- Speece, R. E. (2008): Anaerobic biotechnology and odor/corrosion control for municipalities and industries. Archae Press; Nashville, Tennessee, ISBN: 1-57843-052-9.
- Sprenger, B., Engler, N., Matzmohr, R. (2006): Laborversuche zur Trockenfermentation – Erste Ergebnisse. In: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hrsg.): Trockenfermentation – Stand der Entwicklungen und weiterer F+E-Bedarf. Gülzower Fachgespräche, Band 24, Gülzow-Prützen, S. 50-58.
- Springer J. (2009): Looock TNS®-Trockenfermentationsverfahren für Abfall und NawaRo. In: Wiemer, K; Kern, M. (Hrsg.): Bio- und Sekundärrohstoffverwertung IV stofflich – energetisch, Witzenhausen-Institut für Abfall, Umwelt und Energie, Witzenhausen, S. 389-396.
- Stiller, W., Mohr, J.-C. (2007): Trockenvergärung stapelfähiger Biomassen zur Biogaserzeugung. Abschlussbericht, AGIP Projekt Nr. 21005.711, Forschungszentrum AUBIOS an der Fakultät II der Fachhochschule Hannover.
- Striewski, S. (2009): Das KOMPOFERM®-Trockenvergärungsverfahren der Eggersmann Anlagenbau GmbH & Co. KG. In: Wiemer, K; Kern, M. (Hrsg.): Bio- und Sekundärrohstoffverwertung IV stofflich – energetisch, Witzenhausen-Institut für Abfall, Umwelt und Energie, Witzenhausen, S. 431-442.

- Surendra, K. C., Khanal, S. K. (2015): Effects of crop maturity and size reduction on digestibility and methane yield of dedicated energy crop. *Bioresource technology*, 178, S. 187-193.
- Ten Brummeler, E. (2000): Full scale experience with the BIOCEL process. *Water Science and Technology*, 41(3), S. 299-304.
- Turk, T., Kern, M., Sprick, W., Hake, J. (2008): Wirtschaftliche Bewertung von Vergärungsanlagen als Vorschaltanlagen vor der Bioabfallkompostierung. *Müll und Abfall, Fachzeitschrift für Behandlung und Beseitigung von Abfällen*, 2.08, S. 60-67.
- Van Brakel, J. (1980): Biogas before 1970. *Tropical science*, Jahrgang 1980, Band/Heft 22, ISSN 0041-3291, S. 105-148.
- Vavilin, V. A., Rytov, S. V., Lokshina, L. Y., Pavlostathis, S. G., Barlaz, M. A. (2003): Distributed model of solid waste anaerobic digestion: Effects of leachate recirculation and pH adjustment. *Biotechnology and Bioengineering*, 81(1), S. 66-73.
- VdS Schadenverhütung GmbH (Hrsg.) (2015): Biogasanlagen, Publikation VdS 3470.
Download: 12.10.2015; 09:03
<https://www.qwant.com/?q=VdS+3470+schadenverh%C3%BCtung&client=opensearch>
- Veeken, A., Kalyuzhnyi, S., Scharff, H., Hamelers, B. (2000a): Effect of pH and VFA on hydrolysis of organic solid waste. *Journal of environmental engineering*, 126(12), S. 1076-1081.
- Veeken, A., Hamelers, B. (2000b): Effect of substrate-seed mixing and leachate recirculation on solid state digestion of biowaste. *Water Science and Technology*, 41(3), S. 255-262.
- Weiland, P. (2004): Stand der Technik bei der Trockenfermentation – Zukunftsperspektiven. In: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hrsg.): *Trockenfermentation–Evaluierung des Forschungs-und Entwicklungsbedarfs. Gülzower Fachgespräche, Band 23, Gülzow-Prützen*, S. 23-35.
- Weiland, P. (2006): Stand der Technik bei der Trockenfermentation – Aktuelle Entwicklungen. In: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR) (Hrsg.): *Trockenfermentation – Stand der Entwicklungen und weiterer F+E-Bedarf. Gülzower Fachgespräche, Band 24, Gülzow*, S. 22-38.
- Weiland, P. (2010): Biogas production: current state and perspectives. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 85(4), S. 849-860.
- Weiland, P., Fricke, K., Heußner, C., Hüttner, A., Turk, T. (2015): Anlagen zur Erzeugung von Bioenergie. In: Rosenwinkel, K.-H.; Kroiss, H.; Dichtl, N.; Seyfried, C.-F.; Weiland, P. (Hrsg.): *Anaerobtechnik - Abwasser-, Schlamm- und Reststoffbehandlung, Biogasgewinnung*. 3. Auflage, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, ISBN 978-3-642-24894-8, S. 603-740.
- Weißbach, F., Strubelt, C. (2008a). Die Korrektur des Trockensubstanzgehaltes von Maissilagen als Substrat für Biogasanlagen. *Landtechnik*, 63(2), S. 82-83.
- Weißbach, F., Strubelt, C. (2008b): Die Korrektur des Trockensubstanzgehaltes von Grassilagen als Substrat für Biogasanlagen. *Landtechnik*, 63(4), S. 210-211.

- Weißbach, F. (2009): Ausnutzungsgrad von Nawaros bei der Biogasgewinnung. Landtechnik, 64(1), S. 18-21.
- Wellinger, A., Edelman, W., Favre, R., Seiler, B., Woschitz, D. (1984): Biogas-Handbuch, Grundlagen-Planung-Betrieb landwirtschaftlicher Biogasanlagen. Verlag Wirz AG, CH-Aarau, ISBN 3-85983-028-7.
- Westphal, W. (1994): Das AN-Verfahren in Oldenburg. In: Wiemer, K.; Kern, M. (Hrsg.): Grundlagen und Verfahren der Anaerobtechnik. M.I.C. Baeza-Verlag, Witzhausen, ISBN 3-928673-11-4, S. 129-136.
- Wiegmann, K., Heintzmann, A., Peters, W., Scheuermann, A., Seidenberger, T., Thoss, C. (2007). Bioenergie und Naturschutz: Sind Synergien durch die Energienutzung von Landschaftspflegereesten möglich? Endbericht an das Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit.
- Zanter, K. (2014). Einfluss der Biogaszusammensetzung auf die Abgase von Gasmotoren sowie deren Abgasnachbehandlung. In: Krahl, J. et al. (Hrsg.): Kraftstoffe für die Mobilität von morgen. Fuels Joint Research Group, Cullivier Verlag Göttingen, S. 49-52.
- Zhang, R., Zhang, Z. (1999): Biogasification of rice straw with an anaerobic-phased solids digester system. Bioresource technology, 68(3), S. 235-245.
- Zielonka, S. (2013): Untersuchungen zur zweiphasigen Vergärung von Grassilage. Dissertation. Universität Hohenheim, <http://opus.uni-hohenheim.de/volltexte/2013/855/>.
- Ziereis, T. (2009): System BioFerm – Integriertes System aus Vergärung und Nachkompostierung als wesentlicher Bestandteil ganzheitlicher Energielösungen. In: Wiemer, K; Kern, M. (Hrsg.): Bio- und Sekundärrohstoffverwertung IV stofflich – energetisch, Witzhausen-Institut für Abfall, Umwelt und Energie, Witzhausen, S. 443-448.

7.2 Tabellen

Tab. 1: Merkmale der Feststoff-Vergärungsverfahren mit Perkolation	31
Tab. 2: Untersuchungsplan der Verfahrensvarianten.....	33
Tab. 3: Übersicht Analytik und Messungen.....	34
Tab. 4: Analytische Ausgangswerte der eingesetzten Silagen.....	36
Tab. 5: Makroelementgehalte der eingesetzten Silagen (Mittelwerte).....	37
Tab. 6: Nährstoff- und Spurenelementgehalte der eingesetzten Substrate	37
Tab. 7: TS-, oTS-Werte und Makroelementgehalte der Praxissubstrate	39
Tab. 8: Nährstoff- und Spurenelementgehalte der Praxissubstrate.....	40
Tab. 9: Konzentrationen und Makroelemente der Inokula der satzweisen Vergärung.....	42
Tab. 10: Nährstoffe und Spurenelemente der Inokula der satzweisen Vergärung.....	42
Tab. 11: Ansätze, Einwaage, Wasserzugabe, satzweise Vergärung	43
Tab. 12: Batchversuche einstufige Vergärung eingestauter Biomasse	48
Tab. 13: Konzentrationen und Makroelemente der Inokula der Batch-Ansätze.....	49
Tab. 14: Nährstoffe und Spurenelemente der Inokula der Batch-Ansätze.....	49
Tab. 15: Kontinuierlicher Betrieb der einstufigen Vergärung eingestauter Biomasse.	50
Tab. 16: Konzentrationen, Makroelemente Inokula, 1. Ansatz der kontinuierlichen Versuche ..	51
Tab. 17: Nährstoffe, Spurenelemente Inokula, 1. Ansatz der kontinuierlichen Versuche.	51
Tab. 18: Analytische Ausgangswerte des Inoculums in der zweistufigen Vergärung	54
Tab. 19: Lage der Probeentnahmestellen am Fermenter Biogasanlage Truilz.....	57
Tab. 20: Satzweise Vergärung, Feststoff-TS und oTS, Mittelwerte	66
Tab. 21: Satzweise Vergärung, Stoffdaten der Perkolate, Mittelwerte	67
Tab. 22: Mittelwerte und R der Methanausbeuten, satzweise Ansätze	72
Tab. 23: Kenngrößen und –zahlen Boxenfermenter (Betreiberangaben).....	74
Tab. 24: Stoffdaten Perkolate, Boxenfermenter (Betreiberangaben).....	76
Tab. 25: Perkolationsintensitätsparameter, Batch-Ansatz.....	78
Tab. 26: Methanausbeuten Batch-Ansätze, MW und AD.....	82
Tab. 27: Methanausbeuten, Mittelwerte, AD, B _R -Varianten kontinuierlicher Betrieb.....	89
Tab. 28: Trockensubstanz, Verteilung und Dichte, Mittelwerte, kontinuierlicher Betrieb.....	89
Tab. 29: Beladungsrate und TS-Verweilzeit, Mittelwerte, kontinuierlicher Betrieb.....	90
Tab. 30: Perkolate Laborversuche, Korrelation von Gesamt-CSB und oTS	96
Tab. 31: Kennwerte (Min.-Max.) des Puffersystems in PFR und AF im Substratvergleich	97
Tab. 32: CSB-Kennwerte (Min.-Max.) in PFR und AF im Substratvergleich.....	98
Tab. 33: Methanausbeuten, MW, AD, B _R -Varianten, PFR und AF im Substratvergleich	99
Tab. 34: Verteilung Substratmengen, MW, AD und Spannbreite, Praxisanlage.....	104

Verzeichnisse

Tab. 35: Betriebszustände der Praxisanlage im Untersuchungszeitraum	105
Tab. 36: Verteilung der Substratzusammensetzungen im Fermenter zu Beginn.....	105
Tab. 37: Substratzusammensetzungen im Fermenter am Ende	106
Tab. 38: Perkolationsintensitätsparameter, Praxisanlage	108
Tab. 39: Daten der Energieerzeugung und –versorgung, Praxisanlage.....	109
Tab. 40: Korrelation von Gesamt-CSB und oTS in Gärflüssigkeit der Praxisanlage.....	110

7.3 Abbildungen

Abb. 1: Biogasverfahren und Merkmale, geändert nach EDER UND KRIEG (2012).....	19
19Abb. 2: Waschverfahren in der Bioabfallvergärung, geändert nach SCHU (2008)	21
Abb. 3: Auslaugungsverfahren in der Bioabfallvergärung, geändert nach SCHU (2008).....	21
Abb. 4: Perkolierte offene Hydrolyse mit Anaerobfilter (GICON), nach Autor	22
Abb. 5: Wechselbehälter-Verfahren mit Perkolation, nach Autor	24
Abb. 6: ATF-Verfahren, nach Autor	27
Abb. 7: Vertical Plug Flow Digester, nach Autor	27
Abb. 8: Sauter-Verfahren, nach Autor.....	28
Abb. 9: Zweiphasiges Gärssystem, nach Autor	29
Abb. 10: Versuchsanordnung der Gasausbeute-Tests, Schema (nach LINKE ET AL. 2014)....	38
Abb. 11: Versuchsaufbau satzweise Vergärung mit Perkolation (schematisch)	41
Abb. 12: Versuchsaufbau einer Testreihe zu drei Sets (Foto: Autor)	41
Abb. 13: Fließbild der Versuchsanlage des einstufigen Einstau-Verfahrens	45
Abb. 14: Skizze Perkolatoreinheit und Bild der Einheit mit Antrieb (Foto: Autor).....	45
Abb. 15: Aufbau der Wischervorrichtung (Foto: Autor).....	46
Abb. 16: Drehzahlkennfelder des Perkulators bei verschiedenen Viskositäten	47
Abb. 17: Fließbild Versuchsanlage zur zweistufigen Vergärung (nach LINKE ET AL. 2014).....	52
Abb. 18: Variierende Beschickung der Testreihe mit Maissilage (nach LINKE ET AL. 2014)....	54
Abb. 19: Biogasanlage Truilz (Foto: Autor).....	55
Abb. 20: Düse mit Schwenkvorrichtung, Biogasanlage Truilz (Foto: Autor)	56
Abb. 21: Schema Massenbilanz Fermenter	58
Abb. 22: Veränderung Substratlagerdichte, Mittelwerte, satzweise Ansätze	65
Abb. 23: Substratvolumen- und Massenänderung, Mittelwerte, satzweise Ansätze	66
Abb. 24: C/N-Verhältnis der Substrate, satzweise Ansätze	67
Abb. 25: Gesamt-N und Ammonium-N der Perkolate, satzweise Ansätze	68
68Abb. 26: Perkolationsverhältnis P und CSB_{ges} , satzweise Ansätze	69
Abb. 27: CH_4 -Ausbeute I.S.-Ansätze kumuliert, MW aus 3 Sets	70
Abb. 28: pH-Wert und Methankonzentration, Mittelwerte, satzweise Ansätze.....	71
Abb. 29: FOS und TAC zu Versuchsende, Mittelwerte, satzweise Ansätze	71
Abb. 30: CH_4 -Ausbeute Rg.Sil.-Ansätze, bereinigt, kumuliert, MW aus 3 Sets	72
Abb. 31: Anlagendurchsatz nach Substratklasse und Anzahl Fermenter, Erhebung 2013	73
Abb. 32: Substratverweilzeiten in Boxenfermentern	73
Abb. 33: Perkolat- und Fermentervolumen in Boxenfermentern	75
Abb. 34: Perkolationsverhältnis, Bezug: Substratmenge	75
Abb. 35: Perkolationsstrategien in Boxenfermentern	76

Verzeichnisse

Abb. 36: Schwimmschichthöhe, Mittelwert, Batch-Ansatz, eingestaut	79
Abb. 37: Methodik zur Bestimmung der TS und oTS, Batch-Ansatz, eingestaut	80
Abb. 38: Perkolat-TS und Dynamische Viskosität, Batch-Ansatz, eingestaut	81
Abb. 39: Methanraten der Substrate, je 2 Sets, einfache Wiederholung	82
Abb. 40: Schichthöhen Maissilage-Sets, Raumbelastungs-Varianten (40 d), Mittelwerte	85
Abb. 41: Schichthöhen Riedgras-Sets, Raumbelastungs-Varianten (40 d), Mittelwerte	85
Abb. 42: Perkolat-TS und dynamische Viskosität bei kontinuierlichem Betrieb	86
Abb. 43: Gesamt-CSB und Perkolat-oTS	87
Abb. 44: Leitfähigkeit der Perkolate in den B _R -Varianten	88
88Abb. 45: Ammonium-N und Leitfähigkeit	88
Abb. 46: Perkulationsintensität und Methanausbeute bei Maissilage	91
Abb. 47: Perkulationsintensität und Methanausbeute bei Riedgras-Silage (Ernte 2012)	92
Abb. 48: Perkulationsstopp, Maissilage, Raumbelastung $1,5 \text{ kg}_{\text{oTS}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$	93
Abb. 49: Perkulationsstopp, Riedgras-Silage, verschiedene Raumbelastungen	93
Abb. 50: Gesamt-CSB und Perkolat-oTS, zweistufige Vergärung in PFR und AF	98
Abb. 51: Ammonium-N und Leitfähigkeit, zweistufige Vergärung in PFR und AF	99
Abb. 52: Perkulationsintensität und Methanausbeute bei Maissilage	100
Abb. 53: Perkulationsintensität und Methanausbeute bei Riedgras-Silage	101
Abb. 54: Substratinput, Biogasmengen, Monatsbilanz Praxisanlage	103
Abb. 55: Silageeinsatz und Strombedarf der Perkulations-Pumpe, Praxisanlage	107
Abb. 56: Methanmenge, Stromproduktion im Untersuchungszeitraum, Praxisanlage	108
Abb. 57: Input-Trockensubstanz und Lagerdichte bei perkolierter Feststoff-Vergärung	112

8. Anhang

Anhang 1

Messtechnik bei den Versuchen zur satzweisen Vergärung

Parameter	Gerät
pH-Wert	Taschengerät pH330i/340i mit Elektrode SenTix® <i>WTW</i>
Gasvolumen	Trommelgaszähler, AISI 316 L, Typ TG25/2, Bereich: 50 – 7000 l h ⁻¹ ; p _{max} 50 mbar, Rollenzählwerk, summierend, Thermometer (Gas) Pt 100; <i>Ritter</i>
Gasdruck	Druckaufnehmer FD 8214 M, Absolutdruck, Bereich: 0...1,6 bar <i>AHLBORN</i>
Gaszusammensetzung	VISIT 03, Messbereiche: CH ₄ , CO ₂ : 0 bis 100 Vol%, O ₂ : 0 bis 25 Vol%, H ₂ S: 0 bis 5000 ppm <i>Messtechnik EHEIM</i>

Anhang 2



Anmerkung: Die Daten werden anonymisiert. Falls Angaben nur grob geschätzt sind, bitte kennzeichnen. Die Einheiten sind meistens vorgegeben. Falls die Antworten in anderen Einheiten angegeben werden, bitte kennzeichnen.

Wünschen Sie die Ergebnisse dieser Umfrage?

JA ☐ NEIN ☐

A) Allgemeines

1. Anzahl der Fermenter: _____ 2. Bruttovolumen eines Fermenters: _____ m³
 3. Stapelhöhe beim Einbringen des Substrates: _____ m 4. Verweilzeit: _____ Tage

B) Art und Menge der eingesetzten Substrate

1.

Substrat	Menge pro Ferm.beladung	Ganzjährig eingesetzt	Einsatz in den Monaten
Maissilage	t		
Roggen-GPS	t		
-GPS	t		
Rinder-Mist	t		
-Mist	t		
-Mist	t		
Gras, -silage intensive Bewirtschaftung	t		
Gras, -silage extensive Bewirtschaftung	t		
Gras, -silage von Naturschutzflächen	t		
-Stroh	t		
Abfälle aus dem GaLaBau	t		
Bioabfall	t		
Sonstiges:	t		
Sonstiges:	t		

Anhang 2 Fortsetzung

2. Gesamtdurchsatz: _____ t/Jahr

3. Anmischverhältnis Substrat : Gärrest:_____ : _____ (t) oder _____ : _____ (m³)

4. TS- Gehalt der Substratmischung

vor dem Einbringen: _____ kg/kg Feuchtmasse ☐ nicht bekannt

5. TS- Gehalt der Gärreste

nach dem Herausholen: _____ kg/Kg Feuchtmasse ☐ nicht bekannt**C) Perkolation:**1. Perkulationsverfahren: ☐ Berieselung oder ☐ Aufstauung2. Perkulationsart: ☐ Mischberieselung, ☐ Kreuzberieselungoder ☐ Sonstiges: _____3. Gesamtmenge des Perkolats in der Anlage: _____ m³

4. Frequenz:

a) Es wird _____ Mal am Tag für _____ Std./Min. mit einem Volumenstrom von _____ m³/h
perkoliert, oderb) Es wird alle _____ Tage für _____ Std./Min. mit e. Volumenstrom von _____ m³/h
perkoliert.5. Wird die Berieselung während der Verweilzeit geändert? JA ☐ NEIN ☐

6. Wenn ja, wie und Anhand von welchen Kriterien ?

Kriterium:**Maßnahme:** Perkolation wird
verringert ausgesetzt verstärktGasmenge nimmt ab: ☐☐☐☐Veränderung des pH-Werts: ☐☐☐☐Veränderung des FOS/TAC: ☐☐☐☐Sonstiges: _____ ☐☐☐☐Sonstiges: _____ ☐☐☐☐

Anhang 2 Fortsetzung

7. Größe des Perkolattanks: _____ m³. Perkolattank ist beheizt ☐ nicht beheizt ☐

8. Es handelt sich um ein ☐ einstufiges Verfahren oder ☐ zweistufiges Verfahren

9. Eigenschaften des Perkolats:

pH-Wert: _____ FOS/TAC: _____ TS: _____ kg/kg FM oder _____ % FM

oTS _____ [kg oTS/kg Perkolat] CSB: _____ mg/l

Pufferkapazität: _____ mgCa₂CO₃ /l Organische Säuren: _____ mg/l

Sonstiges: _____ [Bitte Einheit und Bezugsgröße angeben]

Sonstiges: _____ [Bitte Einheit und Bezugsgröße angeben]

Sonstiges: _____ [Bitte Einheit und Bezugsgröße angeben]

10. Veränderung der Perkolatmenge während der Verweilzeit:

☐ Menge nimmt ab oder ☐ Menge nimmt zu

Während der Verweilzeit wird: a) ☐ Perkolat entnommen, Menge: _____ m³/Zyklus

b) ☐ Perkolat hinzugefügt, Menge: _____ m³/Zyklus c) ☐ keines von beiden

11. Zugabe von Additiven:

<u>Art</u>	<u>Bezeichnung</u>	<u>Menge</u>	<u>Häufigkeit</u>
Puffersubstanz (-lsg.) <input type="checkbox"/>	_____	_____ m ³ / t Substrat _____ m ³ / Fermenter und Zyklus	<input type="checkbox"/> je Zyklus
Enzyme <input type="checkbox"/>	_____	_____ g / t Substrat _____ l / Fermenter und Zyklus	<input type="checkbox"/> je Zyklus
Spurenelemente <input type="checkbox"/>	_____	_____ g / t Substrat _____ l / Fermenter und Zyklus	<input type="checkbox"/> je Zyklus
Sonstige Additive <input type="checkbox"/>	_____	_____	(Bitte Einheit und Bezugsgröße angeben)

Anhang 2 Fortsetzung



12. Gasproduktion der Anlage im Regelbetrieb: _____ m³/Tag und /oder
_____ NI/kg oTS

13. Methangehalt im Regelbetrieb: _____ % CH₄

Anmerkungen:.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

Vielen Dank, dass Sie sich die Zeit genommen haben.

Falls sie Fragen haben, kontaktieren Sie mich gerne!

Lina Pockels, Tel: 0176 62968161 E-Mail: Lina.pockels@r.hawk-hhg.de

Anhang 3

Laborfermenter, Kennzeichnung. Beschreibung und Abmessungen der Bauteile

	Bauteil-Beschreibung	Abmessungen
B11	Behälter, PVC, rund; Wandung: PVC transparent; <i>Likusta</i>	iD: 900 mm, lichte Höhe: 600 mm, Vol.-Brutto: 380 liter
	Substratzugabe: Rohr, PVC	iD: 88 mm
	Grundabzug zentral, 60 ° Trichter, PVC,	iD: 180 / 50 mm
	Entnahme: 1. Version: Rohr, PVC, höhenverstellbar 2. Version: Gewindespindel, 1.4401 - Förderstempel, 1.0038 – Siebkorb, intern, 1.4571 - – Messerschieber, Gehäuse, PVC 3. Version: Rohr in Wand, PVC – Eingriff: Chem.- Schutzhandschuh Kat. 3, EN 388, EN 374	iD: 50 mm Stempel, gewölbt, D: 94 mm iD: 98 mm, l: 120 mm, Spaltmaß 1,5 mm Austrag, iD 88 mm Überlaufrohr, 60 °, iD: 88 mm
P11	Umwälzeinrichtung: Steigrohr, PVC, Förderschnecke, Schleuderteller, 1.4571; <i>Helbing</i>	iD: 65 mm D: 60 mm, Steigung: 30 mm
G11/ M11	Planeten-Verstellgetriebe, Typ VAM 018; <i>K&F Antriebssysteme</i>	n_2 : 190 – 950 min ⁻¹ (50 Hz), 0,18 kW, n_1 : 1400 min ⁻¹ (50 Hz)
Y11	Über-/Unterdrucksicherung, Rohr, PVC transparent	iD: 25 mm
B12	Gas-Volumenausgleich, Kissen, PVC Al-beschichtet	ca. 20 liter
BX1/ G11	Laborfermenter-Gehäuse auf Gestell, Dämmplatten, Isolierglasfenster	l / b / h: 4400 / 1050 / 650 mm
VX1/ WX1	Umluftheizung: Rohrventilator, 104 W, 2565 min ⁻¹ , Heizregister, 1 kW; <i>Systemair</i>	Rohr-D: 150 mm

Anhang 4

Messtechnik der einstufigen Versuchsfermenter

Parameter	Gerät
TR	Einschraub-Thermometer, G ½ AG, Pt 100, 500 mm Schutzrohr 1.4571; <i>Kobold</i>
QR _{red}	Redox-Einstabmesskette, KCl-Gelfüllung, PTFE-Diaphragma; <i>Kobold</i>
QR _{pH}	pH-Einstabmesskette, KCl-Gelfüllung, PTFE-Diaphragma, pH 1...12; <i>Kobold</i>
FIR	Trommelgaszähler, PVC, Typ TG05/5, Bereich: 1 – 60 l h ⁻¹ ; p _{max} 50 mbar, Rollenzählwerk, summierend, Thermometer (Gas) Pt 100; <i>Ritter</i> Drehzahlsonde photoelektrisch FUA9192; <i>Ahlborn</i>
P _{abs}	Druckaufnehmer FD 8214 M, Absolutdruck, Bereich: 0...1,6 bar; <i>Ahlborn</i>

Indizes: vgl. R+I-Fließbild, Abbildung 13, Kap. 4.5.1

Anhang 5

Spurenelementelösung DSMZ 144 (5-fach) (nach LINKE ET AL. 2014)

Verbindung	Einwaage [g]
Nitritotrieessigsäure	64,0
Eisen(III)-chlorid-4-hydrat	1,0
Mangan(II)-chlorid-4-hydrat	0,5
Kobalt(II)-chlorid-6-hydrat	0,9
Calcium(II)-chlorid-2-hydrat	0,5
Zinkchlorid	0,5
Kupfer(II)-chlorid	0,1
Borsäure	0,1
Dinatriummolybdat (-2-hydrat)	0,1
Nickel(II)-chlorid-6-hydrat	0,1
Natriumchlorid	5,0
Natriumselenit-5-hydrat	0,1
Lösung auf 1.000 ml mit deionisiertem Wasser verdünnt	

Anhang 6

Laborfermenter ATB, Abmessungen, Leistung, Hersteller der Bauteile

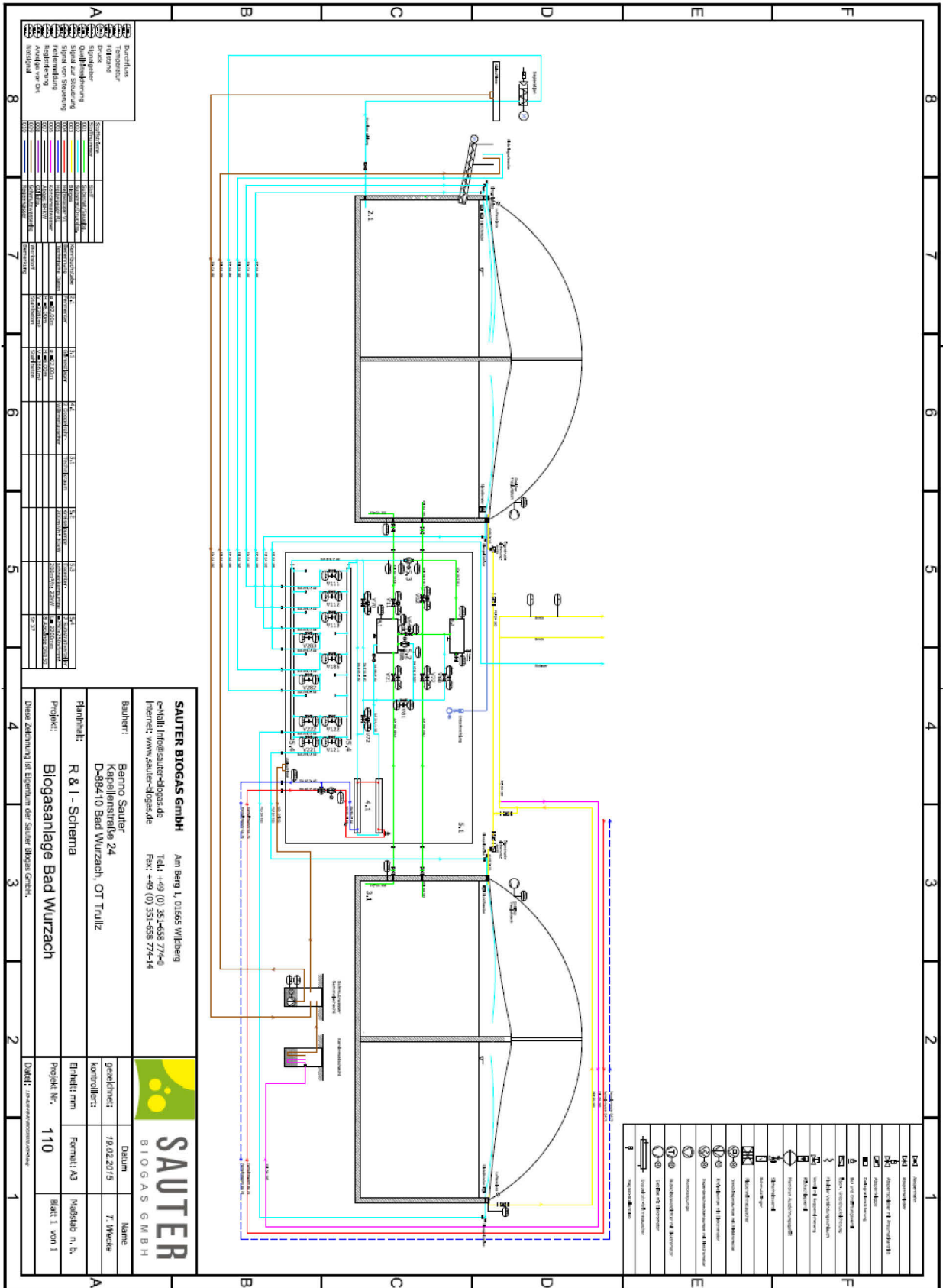
Bauteil	Abmessungen/Leistung
Behälter Schwimmbettfermenter, kubisch, Boden und Wandung: Edelstahl 1.4301(AISI 304), Deckel, verschraubt: Polyacryl transparent; <i>ATB</i>	Vol. _{Netto} : 35 liter
Substratzugabe: Rohr, Edelstahl 1.4301 (AISI 304)	Winkel: 45°, äD: 60,3 mm
Ablaufstutzen Perkolation, Edelstahl 1.4301 (AISI 304) mit Kugelhahn	äD: 33,7 mm, 1"
Perkolation: Membranpumpe, Typ ½" Pro-Flow Wilden-Membranpumpe P1/PPPPP/WFS/WF/KWF	300 ml · s ⁻¹
Zulaufstutzen Perkolat im Fermenterdeckel mit Kugelhahn (Durchflussregelung)	äD: 21,3 mm, ½"
Ablaufstutzen zum Anaerobfilter	äD: 25,0 mm
Behälterheizung Schwimmbettfermenter, Wassermantel, Laborheizthermostat, Typ Lauda Eco E 10 G	
Behälter Anaerobfilter, zylindrisch, Boden und Wandung: Edelstahl 1.4301(AISI 304), Deckel, verschraubt: Polyacryl transparent; <i>ATB</i>	Vol. _{Netto} : 22 liter
Aufwuchskörper, Typ Bioflow 40, <i>Rauschert</i>	Spezifische Oberfläche: 305 m ² · m ⁻³ ; Dichte: 92 kg · m ⁻³
Behälterheizung Anaerobfilter, Wassermantel, Laborheizthermostat, Typ Lauda Eco E 10 G	
Pumpe Ablauf Anaerobfilter: Peristaltik-Pumpe, Typ PD 5201, Schlauchgröße iD: 6,3 mm; <i>Heidolf Instruments</i>	18,4 ml · min ⁻¹
Gasbeutel, Typ Tecobag; <i>Tesseraux</i>	

Anhang 7

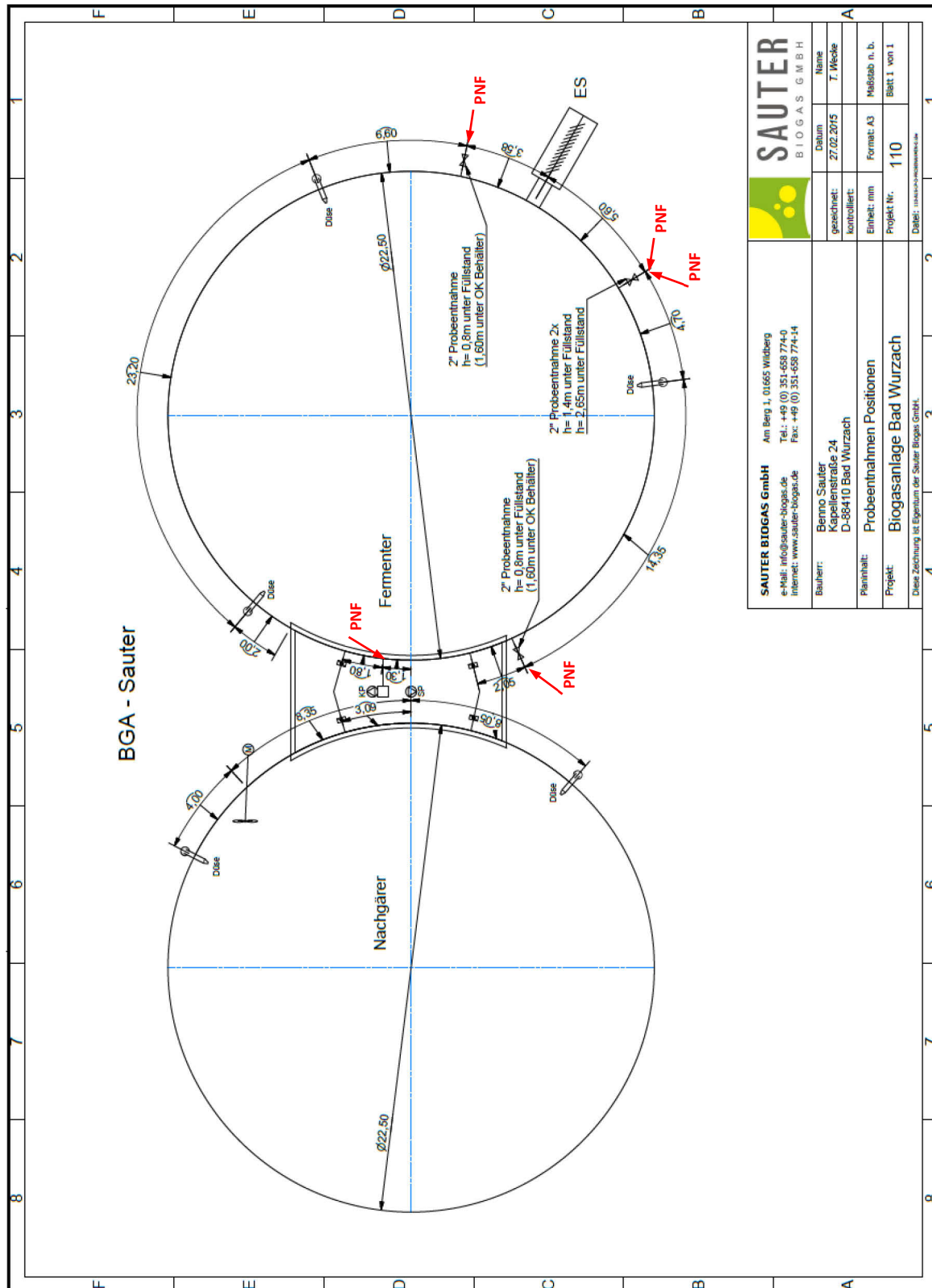
Messtechnik Versuchsstand zweistufige Vergärung

Parameter	Gerät
Gärtemperatur	PT 1000 DIN A ML-Temperaturfühler mit Datenlogger Typ Hamster ET 2; <i>Elpro Messtechnik</i>
Gasvolumen	Trommelgaszähler, AISI 316 L, Typ TG05, Bereich: 1 – 50 l · h ⁻¹ ; p _{max} 6 bar, Rollenzählwerk, summierend, Thermometer (Gas) Pt 100; <i>Ritter</i>
Gaszusammensetzung	Deponiegasmonitor GA2000, Messbereiche: CH ₄ , CO ₂ : 0 bis 100 Vol%, O ₂ : 0 bis 25 Vol%, H ₂ S: 0 bis 500 ppm; <i>ANYSCO Analytische Systeme und Komponenten</i>

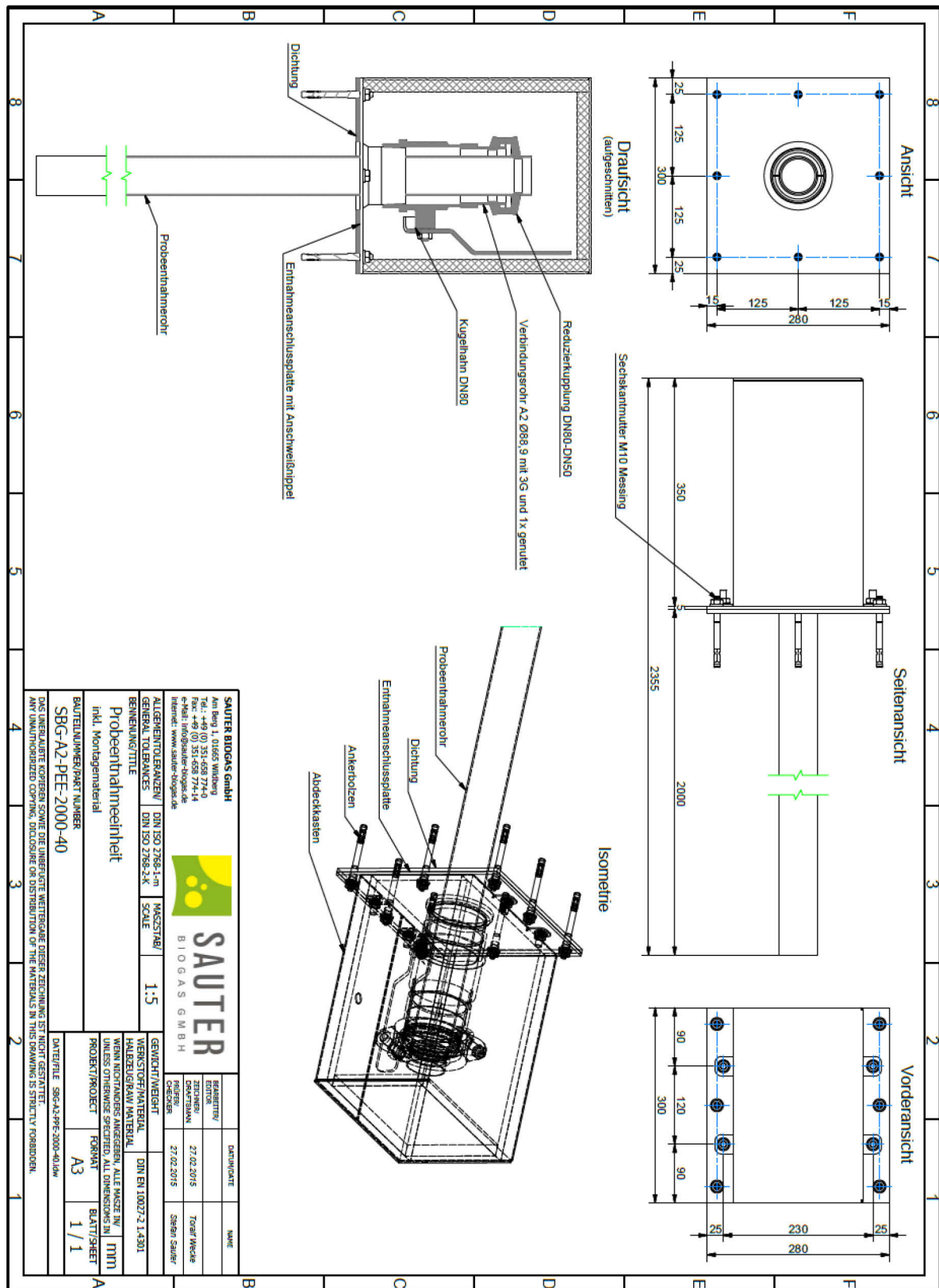
Biogasanlage Bad Wurzach, Verfahrensfließbild (SAUTER Biogas GmbH)



Anhang 9 Lage der Probenahmestellen am Fermenter (SAUTER Biogas GmbH)



Anhang 10 Detailzeichnung Probeentnahmeeinheit (SAUTER Biogas GmbH)



Anhang 11

Ausgewählte Parameter und Messtechnik der Praxisanlage BGA Truilz

Parameter	Gerät	Erfassung, Häufigkeit
Input flüssig	Magnetisch-induktive Durchflussmessung	PLS, tägl.
Input fest	Wägezellen am Dosierer	Eingabe PC; tägl.
Behälterfüllstände	Hydrostatischer Druck, Vegabar 17; <i>VEGA</i>	PLS, konti.
Gärsubstrat- temperaturen	Widerstandsthermometer, pT 1000	PLS, konti.
Perkolatpumpe	Amperemeter, Frequenzmessung, hydrostatischer Druck vor und nach Pumpe, Widerstandsthermometer saugseitig	PLS, konti.
Perkolatvolumen- strom	Magnetisch-induktive Durchflussmessung	PLS, konti.
Perkolatdüsen: Position, Druck	Hublängenmessung, hydrostatischer Druck vor Düse	PLS, konti.
Entnahmepumpe	Drehrichtungserfassung, Amperemeter, Frequenzmessung, hydrostatischer Druck von und nach Pumpe, Widerstandsthermometer saugseitig	PLS, konti.
Gärrestentnahme, Volumenstrom	Magnetisch-induktive Durchflussmessung	PLS, konti.
Gasspeicher- füllstände	Niveaumessgeber TK-101, <i>E.L.B.</i>	PLS, konti.
Gasspeicher- drücke	Druckmessumformer, ME 50, Bereich: -20 – 20 mbar, <i>Fischer Mess- und Regeltechnik</i>	PLS, konti.
Gastemperatur im Gasspeicher	Widerstandsthermometer, pT 1000	PLS, konti.
Gasvolumenstrom vor BHKW	Thermische Massestrommessung, COMBIMASS eco-bio+; Bereich: 0,25 – 25 Nm · s ⁻¹ , <i>Binder</i>	PLS, konti.
Gaszusammen- setzung	AwifLEX, Messbereiche: CH ₄ , CO ₂ : 0 bis 100 Vol%, O ₂ : 0 bis 25 Vol%, H ₂ S: 0 bis 5000 ppm, <i>AWITE</i>	PLS, konti.

Anhang 12

Messtechnische Ausstattung der untersuchten Praxis-Anlage

Anlagenbereich	Kennung	Erfasste Größe, Einheit	Signal- verarbeitung
Input flüssige Substrate	Gülle- zulauf V12	Volumen, [m³], Stoffschieber Endlagen, [0/1]	PLS
Input feste Substrate	Dosierer	Masse, [kg]	Eingabe PC
Interne Umlagerung, Verdrängerpumpe	M2 P2, P3 T2 V2	Drehrichtung, Druck saugseitig, druckseitig [bar], Temperatur Medium saugseitig, [°C], Volumenstrom, [m³/h], Frequenz, [Hz], Leistungsaufnahme, [kW], Stoffschieber Endlagen [0/1]	PLS
Substratzirkulation (Beregnung), Kreiselpumpe	M1 V1, V4 P1, P4	Frequenz, [Hz], Leistungsaufnahme, [kW], Stoffschieber Endlagen, [0/1], Druck saugseitig, druckseitig, [bar],	PLS
Substratverteiler	T1	Temperatur Medium saugseitig, [°C], Stoffschieber Endlagen, [0/1],	
Substratdüsen, schwenkbar	V 7, V8, V9, V10 D1, D2, D3, D4, D5	Hublänge mechanische Verstellung, [%], Druck, [bar]	
Wärmeversorgung	TH4 TH1	Vorlauftemperatur, Wasser, [°C] Rücklauftemperatur, Wasser, [°C]	PLS
Behälter, Gasspeicher	Fermenter Endlager	Substrat-Füllstand, [m], Gassystemdruck, [mBar] Substrat-Füllstand, [m] Gassystemdruck, [mBar] Füllgrad Gasspeicher, [%]	PLS
Betriebsräume	Pumpen- raum	Temperatur, [°C]	Anzeige
Externe Anlagen, Geräte	BHKW Ext. Pumpe	Betriebsstatus [0/1] Generatorleistung, [kW] Betriebszustände: Bereit, Auto, Handbetrieb, [0/1]	nur Anzeige Anzeige, Handsteuerung
Output flüssiger Gärrest	Fass V11	Volumen, [m³], Stoffschieber Endlagen [0/1], PLS	PLS

Anmerkung: Diese Ausstattung war zu Beginn des Vorhabens bereits vorhanden.
Elemente und Kennung basieren auf die vorhandene Prozessvisualisierung.

Anhang 13

Satzweise Vergärung, Stoffdaten der Perkolate je Set

	Substrat	TS _{Perk} [% FM]	oTS _{Perk} [% TS]	CSB _{ges.} [g·l ⁻¹]	CSB _{gel.} [g·l ⁻¹]	LF [mS cm ⁻¹]	NH ₄ -N [mg·l ⁻¹]	C/N [x·l ⁻¹]
1. Ansatz	1-5-7	3,28	62,33	32,20	13,20	33,50	3.695	11,42
	1-5-1	4,22	57,54	29,70	7,32	33,00	3.567	11,30
	1-5-0,5	2,97	63,09	10,90	4,62	21,10	1.303	11,38
	2-5-7	4,28	61,97	57,50	50,30	28,40	2.107	13,76
	2-5-1	3,65	60,42	48,00	42,60	28,10	2.220	13,47
	2-5-0,5	2,62	46,62	25,70	17,00	25,80	1.959	15,23
	3-5-7	1,71	52,26	29,60	7,26	33,30	3.485	10,63
	3-5-1	1,72	47,96	11,40	5,62	20,90	1.241	10,50
	3-5-0,5	1,76	54,68	10,30	4,76	21,10	1.282	11,10
2. Ansatz	1-10-7	2,15	45,50	17,40	12,30	15,72	1.809	12,84
	1-10-1	2,11	53,08	16,10	11,90	15,62	1.904	12,40
	1-10-0,5	1,92	37,28	13,10	9,47	16,01	1.764	12,79
	3-10-7	1,59	37,74	8,62	5,75	13,43	831	12,47
	3-10-1	1,58	34,79	7,79	5,27	13,74	912	11,39
	3-10-0,5	1,54	35,09	10,60	7,26	18,03	1.232	12,99

Versuchsnummerierung: (Testreihe) - (freies Perkolatvolumen [cm]) - (Perkolationshöhe [l d⁻¹])

LF: Leitfähigkeit

Anhang 14 Ergebnisse der Befragung der Betreiber von Boxenfermentationsanlagen

A Allgemein		B Substrat			Frage 3		Frage 4 und 5	
Frage 1	Frage 2	Frage 3	Frage 4	Frage 1	Frage 2	Substrat:Gärrest	TS Gehalt Substrat	
Nr.	Anzahl der Fermenter	V _{Fermenter} [m ³]	Stapelhöhe [m]	Verweilzeit [d]	Substrateinsatz	Gesamtdurchsatz [t/a]	Masse	Vorher [%] Nachher [%]
2	7	750	3-5,2	18-21	Mais, Roggen, Rindermist, Putenmist,Stroh,Zuckerrüben	13000	100-150:240	30 20
5	3	850	3,2	21	Maissilage, Grassilage intensiv, Sudan-Silage	6500	1:5	32-40 20
3	2+1	50	1,5	28, 21	Pferdemist, Rindermist,Grassilgäe Naturschutz	400	Nur Substrat	- -
18	2	738	3,5	84	Maissilage, Rindermist, Pferdemist,Entenmist,Gras intensiv und Gras extensiv	4500	1:2	- -
1	7	1050	4	28	Maissilage,Roggen-GPS,HTK-Mist, Sonstiger Mist,Grassilgäe intensiv und extensiv,Stroh	9000	1:1	28-40 21
13	2	520	3,2	16	Triticale-GPS, Maissilage, Roggen-GPS, Maissilage, Rindermist, Entenmist,Gras intensiv	2590	-	- -
7	4	756	3,3	40	Maissilage, Triticale-GPS,Rindermist, Putenmist,Grassilage intensiv, Zuckerrüben	7800	120:140	- -
25	4	400	3	21	Bioabfall	12000		- -
6	7	675	2,5	35	Maissilage, Naturschutzgras, Abfälle GalABA	13000-15000	1:4	36 20
24	8	480	2-3	21	Bioabfall	24000	Nur Substrat	40 30
17	4	320	3	28	Pferdemist, Magen und Darminhalte, Gras Naturschutz, Abfälle aus GalABA	7000	1:9	30 25
38	8	450	3,2	28	Bioabfall hauptsächlich (Rübenschnitze)	19000	4:1	35 33
34	7	586	2,2-2,8	21	Bioabfall (175 t +18 Gärrest+15 Struktur)	18250	ca. 10:1	- -
20	5	180	2	21	Bioabfall	15000	Nur Substrat	37,5 30,5
31	10	625-825	4-4,5	30	Hauptsächlich Bioabfall (GalABA und Maissilage)	22500	1:1	- -
26	4	840	3,5	28	Bioabfall	10500		- 27-30
36	6	840	3,5	28	Maissilage, Roggen-GPS, Gras intensiv, Stroh	12000	1:1	32 20
16	6	825	3,5-4	28	Bioabfall	18000	1:1	50 40

Anhang 14 Fortsetzung

C Perkolat	Frage 1	Frage 2		Frage 3	Frage 7	Frage 4		Frage 5				
Nr	Berieselung	Misch- berieselung	Kreuz- berieselung	sonstiges, n.a.	Gesamtmenge Perkolat [m ³]	Größe P- tank[m ³]	P- Tank ist beheizt	x-MAI	Perkolations- dauer [Min]	Volumenstrom (m ³ /h)	Perkolations wird geändert	
2	ja	x			600	600	x	1-4,5	3	1,2	x	
5	ja	-	-	-	90	120	x	12	2	?	x	
3	ja	x			18	18	x	24	12	0,6	x	
18	ja	x			30	6	x	30	3	12	x	
1	ja	x			300	400		6-12	1	50	x	
13	ja			1	36	36	x	48	1	-	x	
7	ja	x			450	600	x	24	1,5	40		
25	ja	-	-	x	800	-	-	-	-	-	-	
6	ja	-	x		900	600	x	20	1,5	30	x	
24	ja	x			1000	1000	x	-	-	-	x	
17	ja	-	-	x	700			55	5	10	-	
38	ja	x			800	1000	x	24	7	15	x	
34	ja	x			916			-	-	-	x	
20	ja	-		x	850	1000	x	72	2	33	x	
31	ja	x				600	x	mind. 4			x	
26	ja			x	300-400	600	x	3-6	5	36	x	
36	ja	x	x		200	200	x	Tag ca. 3,8 m3/h				x
16	ja		x		450	900	x	1-12	3 min		x	

Anhang 14 Fortsetzung

	Frage 6	Frage 8	Frage 9		Frage 10	Frage 11	Frage 13			
Nr	Perkolationsstrategie	Einstufig	2-Stufig	pH-Wert Perkolat	Weitere Eigenschaften des Perkolats	Menge nimmt zu	Menge nimmt ab	Es wird Perkolat entnommen	Additive	CH ₄ -Gehalt
2	P. wird verringert wenn die Gasmenge und/oder der Methangehalt sinkt		x	8		x	x			55-56%
5	Erfahrung	x		8,15	TS=7,6%, OTS=5,52	x		x	Spurenelemente :0,7 l/d, Eisen: 3,5 l/d	55%
3	P. wird verringert wenn der pH oder die Temperatur sinkt, P. wird verstärkt wenn T und/oder pH steigt, durch Programm gesteuert			8,2	TS=1,2%,Organische Säuren= 620 mg/l, FOS/TAC = 0,18				-	63%
18	P. wird amEnde des Zyklus verringert	x		8,3	TS= 4,3%, OTS, Organische Säuren=160 mg/l	x		x	Spurelemente (BC -Pro): 440 g/t, Puffer-Lsg.: 12 l/Tag, Schmeck Enthanos 30 g/t	57%
1	P wird verstärkt wenn die Gasmenge abnimmt	x		8	TS= 4,77%	x			-	55%
13	P. ist am Anfang der Verweilzeit stärker, Am Ende weniger	x		8,2-8,4		x		x	Spurenelemente (BC Teplex)1,2 l/Fermenter , Adox flüssig:30 l/Fermenter	58-61%
7		x		6		x		x		57%
25	P. erfolgt durch veränderte Programmierung					x				52%
6	P wird ausgesetzt wenn Gasmenge zunimmt	x		7,5	TS=3%, Organische Säuren= 100 mg/l, FOS/TAC = 0,15	x			Eisenchlorid- Lsg.: 0,03 m ³ /d	53%
24	P. wird verringert wenn Gasmenge abnimmt	x		7,8			x		-	55%
17	-					-	-		Spurenelemente (BC- pro Akut) : 5kg/d	55%
38	P. wird em Ende der Verweilzeit geringer	x		7,9	TS= 2,4%, Organische säuren =22000 mg/l, FOS/TAC = 0,25, Pufferkapazität= 500 [mg Ca ₂ Co ₃ /l], CSB =1200 mg/l	-	x			55%
34	Steuerung und Variation nach Programm	x		7,7	TS=1,4%,OTS=63					55%
20	P. am Anfang mehr, Ende de Zyklus weniger	x		7,5	TS= 2,44%, Organische Säuren=1100 mg/l, CSB 19000 mg/l		x			58%
31	P. wird am Ende der Verweilzeit weniger	x		7-8						58%
26				7,7-8,6	CSB =30000-60000 mg/l	x		x		55%
36	P. wird verringert, wenn die Gasmenge sinkt, Anfang der Verweilzeit mehr perkoliert, am Ende des Zyklus weniger		x			x		x		54%
16	Anfang mehr, Ende weniger	x		7,7						50-55%

Anhang 15

Zusammensetzung der Perkolate am Ende der Batch-Ansätze, Mittelwerte

	TS	oTS	C	H	N	C/N	S	PO ₄ -P
	[%]	[% TS]	[% TS]	[% TS]	[% TS]	[x·1 ⁻¹]	[% TS]	[g kg ⁻¹ TS]
Perkolat, Rg.Sil								
1. Ansatz	5,73	73,27	35,41	5,67	4,45	7,95	0,59	34,81
2. Ansatz	7,45	61,65	35,17	4,24	3,27	10,77	0,61	44,48
Perkolat, M.Sil.								
1. Ansatz	5,58	73,83	42,37	5,80	4,29	9,88	0,54	35,32
2. Ansatz	6,00	63,68	37,51	4,83	3,43	10,95	0,65	45,70

n = 3

Nährstoffe, Spurenelemente der Perkolate am Ende der Batch-Ansätze, Mittelwerte

	Na	K	Ca	Mg	Fe	Mn	Zn	Cu	Ni	Co	Mo
	[mg kg ⁻¹ TS]										
Perkolat, Rg.Sil											
1. Ansatz	2410	55610	17153	7183	2417	300	n.b.	40,8	5,7	2,2	3,8
2. Ansatz	3830	53320	34340	10180	3980	485	n.b.	n.b.	n.b.	n.b.	n.b.
Perkolat, M.Sil.											
1. Ansatz	1780	50750	18710	7400	2260	256	n.b.	42,6	5,9	2,1	0,2
2. Ansatz	3770	66570	31730	8560	4690	718	n.b.	n.b.	n.b.	n.b.	n.b.

n = 3

n.b.: nicht angegeben wegen fehlerbehafteter Bestimmung

Anhang 16

Belastungs- und Perkulationsintensitätsparameter, einstufiger kontinuierlicher Betrieb

Versuchs-Nr.	Substrat	$B_{R, oTS}$ [g _{oTS} · l ⁻¹ · d ⁻¹]	$v_{Perk.}$ [l · kg ⁻¹ _{oTS}]	r_{FI} [x · d ⁻¹]	q_A [cm · h ⁻¹]
1-R3/R4	M.Sil.	1,5	801	1,2	1,6
			1.246	1,9	2,4
			2.218	3,3	4,4
2-R3/R4		2,5	1.162		
			2.267		
			3.298		
3-R3/R4-a		3,5	775	2,9	3,8
			1.509	5,7	7,4
			2.198	8,3	10,8
3-R3/R4-b		4,5	646		
			1.257		
			1.832		
3-R1-a	Rg.Sil.	1,5	3.773		
			5.497		
			7.123		
3-R2-a		2,5	2.264		
			3.298		
			4.274	5,7	7,1
3-R1-b		3,5		8,3	10,8
			1.509	10,8	14,0
			2.199		
3-R2-b		4,5	2.849		
			1.258		
			1.832		
		2.374			

M.Sil.: Maissilage

Rg.Sil.: Riedgras-Silage

Anhang 17

Perkolat-TS, -oTS, -NH₄-N, Mittelwerte, AD, einstufiger kontinuierlicher Betrieb

Versuchs-Nr.	Substrat	$B_{R, oTS}$ [g _{OTS} · l ⁻¹ · d ⁻¹]	TS _{Perk} ¹⁾ [% FM]	oTS _{Perk} (AD) [% TS]	NH ₄ -N (AD) [mg · l ⁻¹]
1-R3/R4	M.Sil. ¹⁾	1,5	3,05	66,91 (1,47)	1.760 (110)
2-R3/R4		2,5	2,18	67,66 (2,15)	1.194 (36)
3-R3/R4-a		3,5	1,96	71,77 (0,51)	1.023 (51)
3-R3/R4-b		4,5	1,94	69,55 (2,11)	1.136 (22)
3-R1-a	Rg.Sil. ²⁾	1,5	1,23	48,74 (1,06)	1.676 (73)
3-R1-b		2,5	1,61	54,99 (6,48)	1.859 (136)
3-R2-a		3,5	2,38	52,45 (5,50)	2.126 (107)
3-R2-b		4,5	2,42	60,80 (9,95)	2.310 (120)

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

Rg.Sil.: Riedgras-Silage; M.Sil.: Maissilage

¹⁾: n = 38²⁾: n = 12

Perkolat-CSB und –Leitfähigkeit, Mittelwerte, AD, einstufiger kontinuierlicher Betrieb

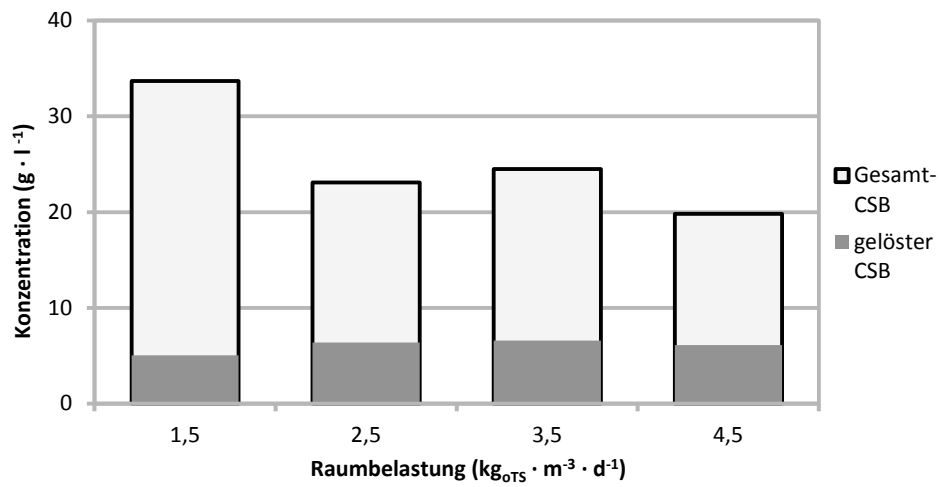
Versuchs-Nr.	Substrat	$B_{R, oTS}$ [g _{OTS} · l ⁻¹ · d ⁻¹]	CSB _{ges.} (AD) [g · l ⁻¹]	CSB _{gel.} (AD) [g · l ⁻¹]	LF (AD) [mS · cm ⁻¹]
1-R3/R4	M.Sil.	1,5	33,67 (1,82)	5,04 (0,33)	19,20 (2,03)
2-R3/R4		2,5	23,08 (3,66)	6,39 (0,49)	15,15 (0,18)
3-R3/R4-a		3,5	24,51 (1,31)	6,58 (1,08)	12,30 (0,69)
3-R3/R4-b		4,5	19,83 (1,28)	6,12 (0,68)	14,02 (0,28)
3-R1-a	Rg.Sil.	1,5	9,23 (0,91)	4,34 (0,23)	19,42 (1,47)
3-R1-b		2,5	13,38 (2,14)	6,38 (0,54)	21,78 (2,18)
3-R2-a		3,5	14,43 (2,58)	6,50 (1,10)	25,40 (1,50)
3-R2-b		4,5	17,58 (2,34)	7,78 (0,99)	27,18 (1,19)

Versuchsnummerierung: (Ansatz-Nr.) - (Reaktor-Nr.)

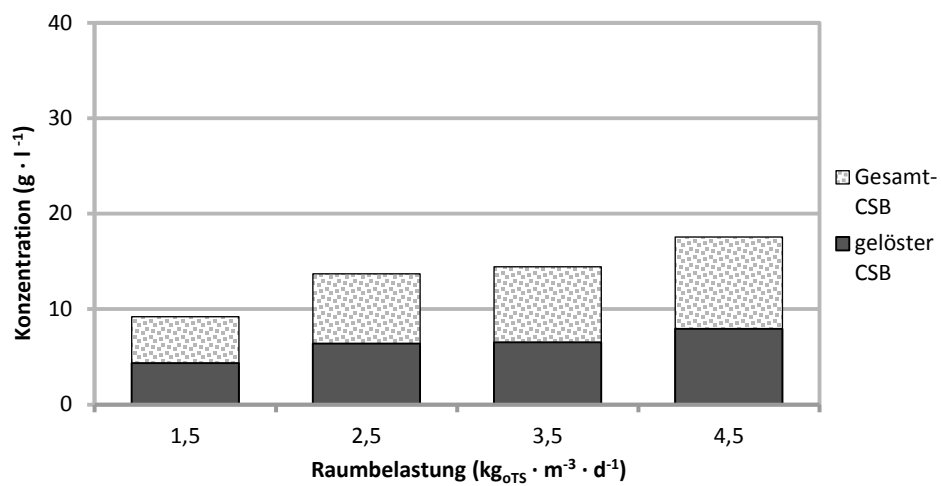
Rg.Sil.: Riedgras-Silage; M.Sil.: Maissilage

n = 12

Anhang 18

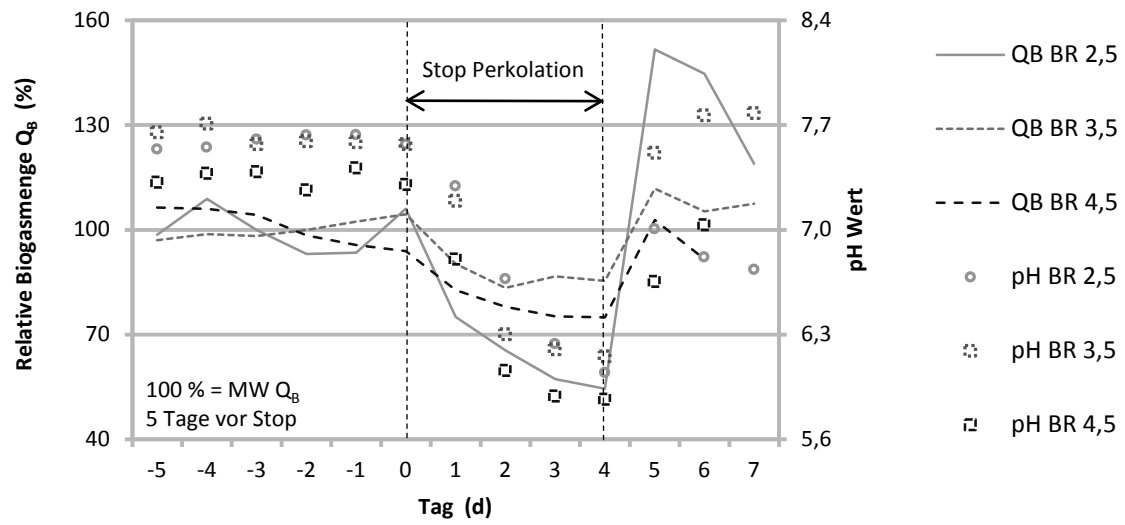


Perkolat Maissilage, CSB_{ges} und CSB_{gel} . einstufiger kontinuierlicher Betrieb



Perkolat Riedgrassilage, CSB_{ges} und CSB_{gel} . einstufiger kontinuierlicher Betrieb

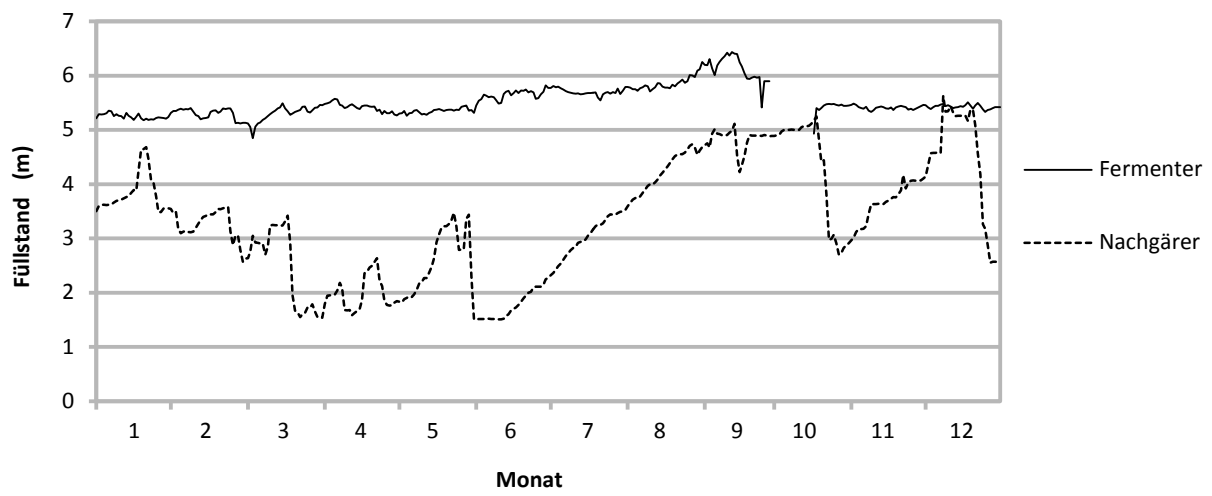
Anhang 19



Maissilage: Auswirkungen eines Perkolationsstop bei höherer Raumbelastung

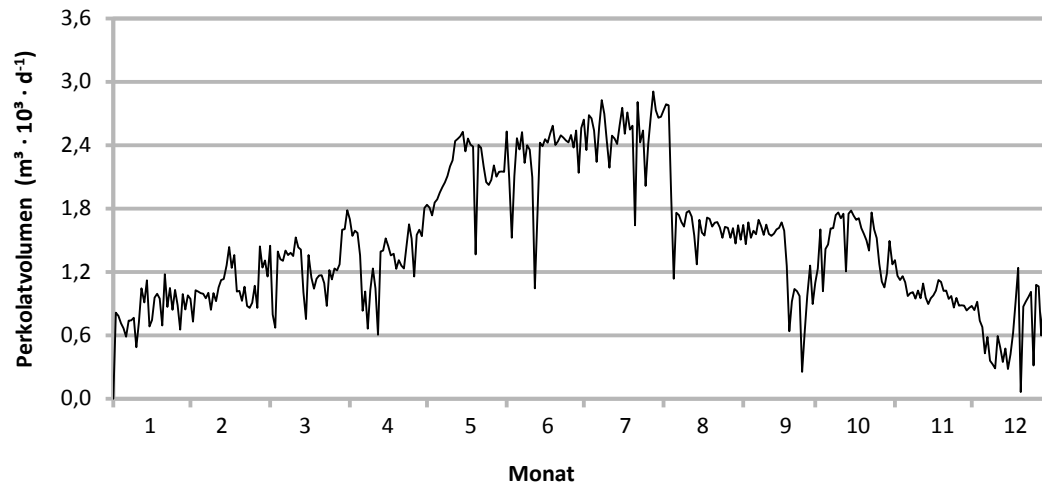
Anhang

Anhang 20

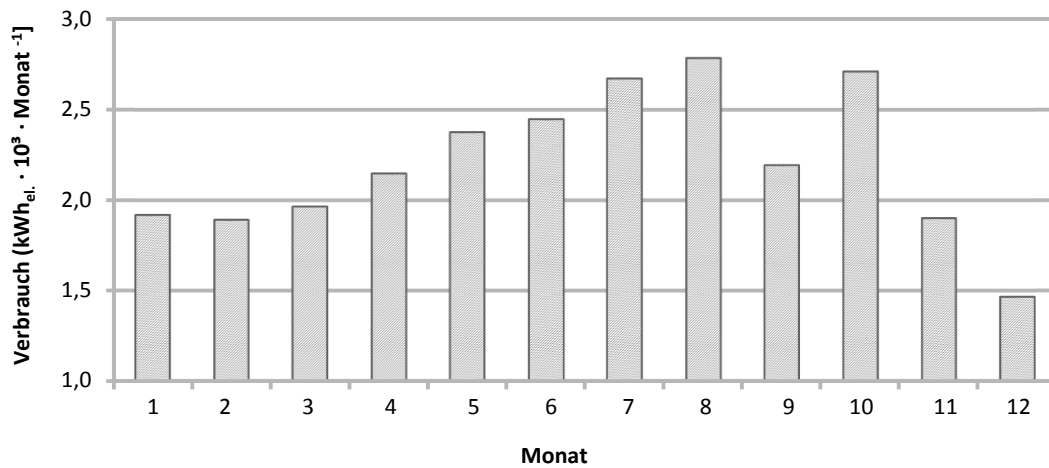


Behälterfüllstände im Untersuchungszeitraum, Praxisanlage

Anhang 21



Perkolatvolumen im Untersuchungszeitraum, Praxisanlage



Stromverbrauch für die Perkolatation, Praxisanlage